高等学校专业教材

制浆造纸机械与设备(上)

第 二 版

陈克复 主 编
黄石茂 张 宏 冯铭杰 梁富政
杨仁党 陈克复 梁东梅 张 辉 编

中国轻工业出版社

图书在版编目（CIP）数据

制浆造纸机械与设备．上／陈克复主编．—2 版．
北京：中国轻工业出版社，2003.5
高等学校专业教材
ISBN 7-5019-3914-4

Ⅰ．制… Ⅱ．陈… Ⅲ．①制浆设备-高等学校-
教材 ②造纸机械-高等学校-教材 Ⅳ．TS73

中国版本图书馆 CIP 数据核字（2003）第 007240 号

责任编辑：林 媛
策划编辑：林 媛 责任终审：滕炎福 封面设计：赵小云
版式设计：郭文慧 责任校对：燕 杰 责任监印：吴京一

*

出版发行：中国轻工业出版社（北京东长安街 6 号，邮编：100740）
网 址：http：//www.chlip.com.cn
发行电话：010—65121390
印 刷：
经 销：各地新华书店
版 次：2003 年 5 月第 2 版 2003 年 5 月第 1 次印刷
开 本：787×1092 1/16 印张：26.5
字 数：680 千字 印数：1—3000
书 号：ISBN 7-5019-3914-4/TS·2328
定 价：56.00 元

·如发现图书残缺请直接与我社发行部联系调换·
3008J1X201ZBW
中国轻工业出版社读者服务部电话：010—65241695 传真：010—85111730

前　言

自1980年《制浆造纸机械与设备》（上、下册）教材出版以来，我国制浆造纸工业在生产建设规模、技术装备水平及产品质量档次等方面发生了根本的变化，使第一版的《制浆造纸机械与设备》（上、下册）教材内容已难以适应目前专业的教育与培训的需要。根据教育部轻化工程专业教育指导委员会的建议，在中国轻工业出版社的支持下，我们组织编写新版的《制浆造纸机械与设备》教材。编写大纲是由华南理工大学、南京林业大学、陕西科技大学、天津科技大学、广西大学、大连轻工业学院、山东轻工业学院、杭州机电设计研究院和广州造纸有限公司的教师和科技人员共同商定的。

在编写《制浆造纸机械与设备》（上、下册）（第二版）中，我们着重考虑了以下几点：

1．为了让读者很好的阅读和学习，本教材仍按制浆造纸工艺过程的相关设备进行论述，但着重于新技术与装备，节能技术与装备，清洁生产技术与装备，因而与第一版的教材相比，有70％以上的内容进行了增减。

2．本教材尽量对现代制浆造纸过程的主要机械与设备进行详细的论述，重点论述其工作原理，结构特征，材料及操作保养注意事项，使教材除了应用于本科专业的教学之外，还可以作为企业工程技术人员的培训教材或再教育教材及专科教材。因此在教学过程中，各位教师可根据实际教学情况确定讲授与自学的内容，或对内容进行取舍。

3．制浆造纸机械与设备涉及化工机械与设备、水力机械与设备、环保机械与设备等领域，所以不可能把本专业所涉及的机械与设备全部包括在本教材中，有些通用设备例如泵、风机、容器以及通用零部件，已在出版的相关教材中作了论述，本教材就不再重复。

4．为加速发展我国造纸工业及制浆造纸机械工业，本教材在各个章节中，对当前国内外的技术进展和发展趋势均作了相应的介绍。

本书分上、下两册出版，编写工作分工如下：

黄石茂：上册第一、二章（部分内容由陈克复编写）；张宏：上册第三章、下册第五章（部分内容由张军编写）及第十章；梁富政：上册第五章、下册第六章；杨仁党：上册第六章；陈克复：绪论、上册第七、八章，下册第二章；梁东梅：上册第九章；张辉：上册第十章、下册第一章；黄华养：下册第三章；莫建梅：下册第四章（其中第七节第五段摘录于曹邦威译《最新纸机抄造工艺》第19章第2节）；赵传山：下册第九、十二章；还聘请冯铭杰教授级高工编写上册第四章，钟炎生高工编写下册第七章第一～五节［其中第五节第四段（六）由何传础高工编写］，张向农高工编写下册第七章第六～八节，张立高工编写下册第八章第一节，严杰高工编写下册第八章第二节，陆秀棠高工编写下册第十一章第一节，唐文林高工编写下册第十一章第二节。

全书由华南理工大学陈克复教授主编。

由于现代制浆造纸科学与技术发展迅速，涉及科学领域较多，加上我们编写时间较紧，知识水平有限，因此谬误错漏之处在所难免，希望读者给予批评指正。

编者

2003．1

目　　录

绪论…… 1
一、制浆造纸机械与设备的类型…… 1
二、我国制浆造纸机械与设备近些年的发展…… 2
三、制浆造纸机械与设备今后的发展…… 2
参考文献…… 3
第一章　备料机械与设备…… 4
第一节　概述…… 4
一、木材备料过程及设备…… 4
二、非木材备料过程及设备…… 4
第二节　剥皮机与锯木机…… 5
一、圆筒剥皮机…… 5
二、刀式剥皮机…… 9
三、锯木机 …… 10
第三节　削片机 …… 10
一、国内常用的削片机类型 …… 10
二、盘式削片机 …… 11
三、鼓式削片机 …… 15
第四节　木片筛选与再碎设备 …… 17
一、摇摆式平筛 …… 17
二、盘式木片筛 …… 18
三、木片再碎机 …… 20
第五节　非木材原料的切断设备 …… 20
一、切草机 …… 20
二、切苇机 …… 22
三、切竹机 …… 23
第六节　非木材原料的筛选除尘设备 …… 24
一、草片筛选除尘设备 …… 24
二、苇片筛选除尘设备 …… 25
三、竹片筛选设备 …… 26
四、甘蔗渣备料除髓设备 …… 27
五、棉秆备料除尘设备 …… 28
第七节　非木材原料的湿法备料设备 …… 30
一、稻麦草湿法备料设备 …… 30
二、芦苇（芒秆）湿法备料设备 …… 31
三、蔗渣湿法备料设备 …… 32

四、竹子湿法备料设备 …… 33
参考文献 …… 34
第二章 化学制浆设备 …… 35
第一节 概述 …… 35
一、化学制浆工艺流程与设备分类 …… 35
二、化学制浆设备的选型 …… 35
第二节 立式蒸煮锅 …… 36
一、硫酸盐蒸煮锅 …… 36
二、亚硫酸盐衬砖蒸煮锅 …… 41
三、不锈钢做保护层的蒸煮锅 …… 42
第三节 间歇式蒸煮器的附属设备 …… 45
一、装锅器 …… 45
二、喷放装置 …… 46
三、废气余热回收装置 …… 47
第四节 塔式连续蒸煮设备 …… 48
一、塔式连续蒸煮器的类型、流程 …… 48
二、塔式连续蒸煮器的进料器 …… 54
三、塔式连续蒸煮器的蒸煮锅 …… 55
四、塔式连续蒸煮器的其他设备 …… 57
第五节 横管式连续蒸煮设备 …… 58
一、横管式连续蒸煮器简介 …… 59
二、横管式连续蒸煮器的螺旋喂料器 …… 60
三、横管式连续蒸煮器的蒸煮管 …… 63
四、横管式连续蒸煮器的其他设备 …… 64
五、横管式连续蒸煮器的运行与控制 …… 69
第六节 斜管式连续蒸煮设备 …… 71
一、斜管式连续蒸煮器简介 …… 72
二、斜管式连续蒸煮器的主要设备 …… 72
第七节 快速置换加热间歇蒸煮技术与应用 …… 75
参考文献 …… 76
第三章 高得率制浆设备 …… 78
第一节 概述 …… 78
第二节 磨石磨木浆设备 …… 78
一、概述 …… 78
二、磨木机的型式及特点 …… 78
三、间歇式磨木机 …… 79
四、连续式磨木机 …… 81
五、磨石 …… 85
六、磨木机的性能及参数 …… 89
第三节 盘磨机械浆设备 …… 91

一、概述 …… 91
二、盘磨机械浆系统的典型流程 …… 91
三、盘磨机 …… 91
四、盘磨机械浆系统的配套设备 …… 100
五、盘磨机械浆的热回收设备 …… 104
六、盘磨机的发展 …… 106
第四节　高得率浆的低能耗设备 …… 106
一、节能的意义及途径 …… 106
二、挤压机械浆设备 …… 107
三、节能型盘磨机的制造和使用 …… 108
参考文献 …… 112
第四章　废纸制浆及废纸脱墨设备 …… 113
第一节　废纸制浆基本流程及设备特点 …… 113
一、非脱墨废纸制浆 …… 113
二、废纸脱墨制浆 …… 114
三、废纸制浆设备的特点 …… 115
第二节　运输机 …… 117
一、板式运输机 …… 117
二、带式运输机 …… 119
第三节　碎浆机 …… 119
一、立式高浓碎浆机 …… 119
二、立式低浓碎浆机 …… 122
三、转鼓碎浆机 …… 123
四、其他形式碎浆机 …… 127
第四节　筛选净化设备 …… 130
一、孔类压力筛 …… 130
二、缝类压力筛 …… 132
三、高浓除渣器 …… 132
第五节　浮选槽 …… 134
一、浮选槽概述 …… 134
二、加气装置 …… 134
三、槽体 …… 135
四、附属部件 …… 137
第六节　热分散机和磨浆机 …… 138
一、盘式热分散机 …… 139
二、辊式热分散机 …… 141
三、低温分散机 …… 143
四、磨浆机 …… 143
第七节　漂白设备 …… 144
一、高浓漂白 …… 144

二、中浓漂白…… 145
第八节　水处理及污泥脱水处理…… 145
一、加气装置…… 146
二、布水系统…… 147
三、气浮池槽体…… 147
四、排泥系统…… 148
五、污泥脱水设备…… 148
第九节　原料和废渣处理设备…… 150
一、剪铁丝机…… 150
二、纸捆松散装置…… 151
三、纸层铺平器…… 151
第十节　废纸脱墨制浆生产实例…… 152
一、美国 AFR 纸浆厂 …… 152
二、福建南平纸厂日产 500t 脱墨浆生产线 …… 153
三、德国海德尔纸厂 380t/d 脱墨浆生产线 …… 153
参考文献…… 154
第五章　洗涤与浓缩设备…… 155
第一节　概述…… 155
一、洗涤与浓缩设备的分类…… 155
二、洗涤指标及洗涤效果评定…… 155
第二节　低浓洗涤浓缩设备…… 156
一、圆网浓缩机…… 156
二、网式浓缩设备…… 157
第三节　中浓洗涤浓缩设备…… 159
一、真空洗涤浓缩机…… 159
二、压力洗涤浓缩机…… 164
三、水平带式真空洗浆机…… 166
第四节　高浓洗涤浓缩设备…… 169
一、螺旋挤浆机…… 169
二、双辊挤浆机…… 170
三、环式双筒挤浆机…… 172
四、双网挤浆机…… 173
五、偏心旋转式挤浆机和双锥盘挤浆机…… 176
第五节　置换洗涤设备…… 178
一、常压置换洗涤塔…… 178
二、压力置换洗涤塔…… 180
三、双辊置换压榨洗浆机…… 182
四、鼓式置换洗浆机…… 183
参考文献…… 185
第六章　筛选净化设备…… 187

第一节　概述…… 187
第二节　筛选设备…… 187
一、筛选机理…… 187
二、筛选效率新的评价方法…… 191
三、振动式筛浆机…… 192
四、离心式筛浆机…… 193
五、压力式筛浆机…… 197
六、中浓筛浆机…… 211
第三节　净化设备…… 213
一、概述…… 213
二、净化原理…… 213
三、涡旋除渣器…… 214
参考文献…… 221
第七章　漂白设备…… 222
第一节　概述…… 222
一、漂白过程的段与序…… 222
二、漂白段的基本配备…… 223
三、纸浆漂白技术的发展…… 224
第二节　CEH 传统三段漂白设备 …… 225
一、漂白流程及所需设备…… 225
二、氯化段及氯化塔…… 225
三、碱处理段及碱处理塔…… 227
四、次氯酸盐漂白段及漂白塔…… 229
五、混合设备…… 230
六、次氯酸盐漂液的制备简介…… 233
第三节　中高浓纸浆氧漂白设备…… 234
一、中浓纸浆氧漂白的流程及所需设备…… 234
二、氧漂白塔…… 235
三、中浓混合器…… 236
四、氧漂白塔的强度设计计算…… 237
五、高浓纸浆氧漂白…… 239
第四节　中浓纸浆二氧化氯漂白设备…… 241
一、中浓纸浆二氧化氯漂白段流程及所需设备…… 241
二、中浓高剪切混合设备…… 241
三、中浓纸浆二氧化氯漂白塔…… 245
四、二氧化氯制备系统…… 245
五、对中浓纸浆二氧化氯漂白的评价…… 248
第五节　中高浓过氧化氢漂白设备…… 249
一、中浓纸浆过氧化氢漂白段流程…… 249
二、中浓过氧化氢漂白段所需设备…… 250

三、升流漂白塔…… 250
四、高浓过氧化氢漂白流程及设备…… 251
五、高浓混合器…… 251
六、高浓漂白塔及高浓卸料器…… 253
第六节　中高浓纸浆臭氧漂白设备…… 255
一、中浓臭氧漂白流程…… 255
二、中浓臭氧漂白段所需设备…… 256
三、高浓臭氧漂白…… 256
第七节　中高浓多段漂白流程与设备…… 257
一、OC/DE_OD短序漂白流程及设备 …… 257
二、无元素氯（ECF）漂白流程及设备 …… 258
三、全无氯（TCF）漂白程序的组合及关键设备 …… 259
第八节　中高浓纸浆漂白系统的辅助设备…… 260
一、洗浆机…… 260
二、疏解机…… 261
三、针形阀…… 261
四、循环推进器…… 262
第九节　漂白设备的防腐蚀…… 262
一、漂白设备的防腐蚀…… 262
二、常用耐腐蚀金属材料…… 262
三、常用的耐腐蚀非金属材料…… 264
四、漂白设备的材料选择…… 266
参考文献…… 267
第八章　纸浆输送机械与贮存设备…… 268
第一节　纸浆在输送管道中的压头损失及浆泵扬程…… 268
一、纤维网络及纸浆浓度…… 268
二、低浓浆输送管路中压头损失的预测…… 269
三、中浓浆的流动特性和压头损失值的预测…… 274
四、浆泵的扬程…… 275
第二节　纸浆输送机械…… 275
一、输浆泵的分类及性能参数…… 275
二、低浓浆泵…… 277
三、中浓浆泵…… 278
四、高浓浆泵…… 286
第三节　纸浆贮浆设备…… 289
一、低浓贮浆池…… 289
二、中浓贮浆塔…… 291
三、推进器和搅拌器…… 293
参考文献…… 296
第九章　碱回收设备…… 297

第一节　碱回收工程概述…… 297
一、碱回收工程的流程及设备…… 297
二、碱回收工程的发展…… 309
第二节　黑液的蒸发与浓缩设备…… 311
一、蒸发器的类型…… 311
二、短管蒸发器…… 312
三、长管升膜蒸发器…… 312
四、管式降膜蒸发器…… 314
五、板式降膜蒸发器…… 315
六、黑液增浓器…… 318
七、预蒸发设备…… 321
八、蒸发辅助设备…… 321
第三节　黑液的燃烧设备…… 324
一、黑液燃烧炉的分类及组成…… 324
二、喷射式碱回收炉——喷射炉…… 325
三、锅炉…… 329
四、炉膛…… 334
五、黑液喷枪…… 335
六、黑液燃烧炉的辅助设备…… 335
第四节　绿液的苛化设备…… 338
一、苛化系统概述…… 338
二、石灰消化器和苛化器…… 338
三、澄清、洗涤与过滤设备…… 340
第五节　白泥回收…… 348
一、白泥回收系统概述…… 348
二、回转石灰窑…… 349
三、白泥回收系统辅助设备…… 354
第六节　碱回收仪表控制系统概述…… 356
一、碱回收过程控制系统概述…… 356
二、蒸发工段控制系统概述…… 358
三、燃烧工段控制系统概述…… 359
四、苛化工段控制系统概述…… 360
五、石灰回收工段控制系统概述…… 361
参考文献…… 361
第十章　废水处理设备…… 363
第一节　概述…… 363
一、制浆废水常用处理方法、原理及特点…… 363
二、废水处理设备的分类…… 364
第二节　物理法处理设备…… 366
一、沉淀装置…… 366

二、澄清装置…… 370
三、气浮分离装置…… 372
四、离心分离装置…… 377
五、筛滤装置…… 379
六、过滤装置…… 380
七、压滤和吸滤装置…… 381
第三节　化学法处理设备…… 384
一、概述…… 384
二、酸碱中和装置…… 384
三、混凝装置…… 385
第四节　物理化学处理设备…… 386
一、吸附装置…… 386
二、膜分离装置…… 387
第五节　生物法处理及设备…… 391
一、概述…… 391
二、好氧生物处理装置…… 391
三、厌氧处理装置…… 402
第六节　固体废弃物处理设备…… 405
一、固体废弃物…… 405
二、流化床式焚烧炉…… 405
三、固定床式焚烧炉…… 406
第七节　典型废水处理单元配置…… 407
一、物化生化法处理漂白草浆综合废水…… 407
二、物化生化法处理新闻废纸制浆废水…… 407
三、活性污泥法处理硫酸盐木浆厂中段废水…… 408
四、物理化学法处理松木化学机械浆制浆造纸混合废水…… 408
五、物化法处理箱纸板废水…… 409
参考文献…… 409

绪　论

现代造纸工业是世界上居电信制造业和汽车工业之后的第三大加工工业，属集中度高，资金、技术、能源密集的大型现代化基础产业。造纸机械工业是为造纸工业提供专用生产设备、备品配件和安装、维修服务的专业性机械工业，造纸机械与设备的产量、水平、质量对我国造纸工业的生产建设规模、技术装备水平、产品质量档次、生产成本及经济效益起着决定性的作用。目前，我国造纸机械工业已从低水平的一般产品的生产发展到具有相当的规模、能够为中等规模以上的制浆造纸企业提供较高水平的成套专用设备，并随着我国造纸工业的高速发展而得到发展；但是目前我国造纸机械工业的发展还是远远落后于我国造纸工业的发展，成为制约我国造纸工业产品升级和竞争力提高的主要因素之一。因此，发展造纸机械工业，研究与开发造纸新技术新设备，已成为国内造纸工程技术人员及科技工作者的迫切任务。

一、制浆造纸机械与设备的类型

制浆造纸机械与设备虽然涉及制浆造纸工程专用机械与设备、通用化工机械与设备、水力机械与设备及环保机械与设备等几大领域，种类繁多，结构各异，但是按照它们的结构特征和用途，制浆造纸机械与设备可以归纳为下列几大类型。

1. 输送类

原料的输送、纸浆的输送及化学品的输送是制浆造纸厂的重要操作部门，动力消耗占全厂总动力消耗的 20％以上。其中，原料输送设备有原料运输机、气力运输机、送料螺旋；纸浆输送设备有低浓浆泵、中浓浆泵及高浓浆泵等，中浓混合器及高浓混合器也可以认为属于纸浆输送设备；水泵、风机及药液泵等均用来输送水、气及工艺过程所需要的各种化学品。

2. 容器类

制浆造纸工程中属于容器类的设备有化学反应设备，例如：蒸煮锅、蒸煮器、漂白塔、吸收塔等；有混合贮存设备，例如贮浆塔、贮料槽、计量罐、高位槽、喷放锅（塔）、配料罐（槽）等；有物料特殊处理设备，如流浆箱、脱墨槽等，还有锅炉、碱回收炉等等，虽然用途和结构不同，但都具有容器类外壳，统属于容器类设备。连烘罐、卷纸罐等，由于是厚壁容器，也可归属于容器类设备，甚至也可把水力碎浆机看为容器类设备。

3. 辊筒类

造纸机的胸辊、案辊、伏辊、驱网辊、引纸辊、导毯辊、压榨辊、压光辊、卷纸辊等等，都属于辊筒类设备，可以认为，造纸机、压光机、复卷机、切纸机等分别是由各种类型的辊筒所组成，这些辊筒都有一定的工艺用途，有些辊筒则完全是为了特定的工艺目的而设置的。

4. 滤网筛板类

原料筛选设备、原料除尘设备、纸浆筛选设备、过滤设备、洗浆机、浓缩机、脱水机以及其他各类型的筛滤过滤装置，要么具有过滤网、脱水网，要么具有筛板，都具有分离作

用，可归纳为滤网筛板类的设备。

5. 离心盘磨类

这类机械与设备典型的有打浆机、盘磨机、热分散机等，靠磨盘的相对运动及由此引起的离心作用来处理物料，另外，各类除渣器是靠离心运动来分离纸浆中的杂质，也可以认为是离心类的设备。

上述五类机械与设备是制浆造纸工程的主干设备，除此之外，剩下的就是一些辅助设备了。因此可以说，制浆造纸机械与设备既具有特殊性，也具有通用性。

二、我国制浆造纸机械与设备近些年的发展

国际上现代制浆造纸机械与设备发展迅速，自动化程度越来越高，目前，单条化学制浆生产线达到60万t/年生产规模，单台造纸机生产能力达到40万t/年，车速2800m/min，幅宽10m的高速宽幅造纸机已应用于生产。

目前我国大型造纸企业需要的机械与设备，大多数依赖于进口，日产420t废纸浆及日产250t脱墨浆生产设备，日产300t和日产450t的化学木浆生产设备、日产120t的水平连续蒸煮器、日产150t的RDH间歇蒸煮器、年产7万t的CTMP浆生产设备、年产6.5万t APMP浆生产设备、年产6万t CMP浆生产设备以及年产10万t的中高浓纸浆氧漂白和二氧化氯漂白设备，国内都已有引进。

在造纸机方面，国内引进的新闻纸机已达到抄宽5590mm，车速1800m/min及抄宽8600mm，车速1000m/min的水平，有的新闻纸机生产能力近20万t/年；引进的卫生纸机生产能力达到100t/d，车速2200m/min，抄宽2700mm；引进的涂布白纸板机单机产量也已达35万t/年。同时引进了相应的纸浆输送设备及洗涤浓缩设备，引进了集散控制系统（DCS）及质量监控系统（QCS）。

同时，由于科技进步的推动，国内制浆造纸机械与设备制造业也掌握了一批大型制浆造纸设备核心关键技术，例如：用于非木浆生产的横管式连续蒸煮器、废纸浆成套生产设备、中高浓纸浆氧漂白及过氧化氢漂白的关键设备、碱回收系统关键设备、新型环保设备以及采用各种新技术组合的各类造纸机、涂布机等等。

可以看出，我国造纸企业，特别是大型造纸企业，现代化程度及自动化程度越来越高，制浆造纸过程所应用的机械与设备具有新型性及先进性，明显体现出高速、高质、高效及对环境友好的优点，和20年前的我国制浆造纸机械与设备的状况，已不能相提并论了。为了让造纸工业的广大科技人员及生产工作者尽快的掌握和应用现代制浆造纸工程的新技术新设备，以适应造纸工业发展的需要，是我们重新编著《制浆造纸机械与设备》（第二版）这一套教材的动力。

三、制浆造纸机械与设备今后的发展

在今后5～10年内，我国在制浆造纸机械与设备方面将重点开发研究如下技术装备：

（1）高效、大型碎浆与分离设备。

（2）高效、大型废纸脱墨浮选技术与设备。

（3）大型中高浓纸浆氧漂白技术与设备和过氧化氢漂白技术与设备。

（4）高速水力式流浆箱以及稀释水流浆箱，双层或多层式流浆箱以及高浓流浆箱。

（5）双网成形技术及复合型预成形技术与设备。

（6）新型复合压榨、宽区压榨以及辊式靴型压榨技术与设备。

（7）单排烘缸、真空抽吸烘缸以及无声传动、无绳引纸的烘干技术。

（8）高速度下的计量涂布技术与装备。

（9）带可控中高辊的软压光技术。

（10）高速刮刀涂布器。

（11）涂布机高速退纸系统。

重点发展下面一批重点机械与设备：

1. 在制浆、环保设备方面

（1）原木备料成套设备（10～30 万 t 浆/年）。

（2）木浆连续蒸煮成套设备（10～30 万 t/年）。

（3）草浆横管连续蒸煮成套设备（3～10 万 t/年）。

（4）RDH 节能间歇蒸煮（或称快速置换间歇蒸煮）成套设备（3～15 万 t/年）。

（5）APMP 碱性过氧化氢化学机械浆成套设备（3～15 万 t/年）。

（6）BCTMP 磺化化学机械木浆成套设备（3～15 万 t/年）。

（7）高温、高效、封闭置换洗浆机（15 万 t 浆/年）。

（8）中、高浓纸浆少氯或无氯多效连续漂白成套设备（3～30 万 t/年）。

（9）废纸处理成套设备（400t/d 以上）。

（10）先进、高效、大型纸浆筛选及净化设备。

（11）中、高浓大型盘磨。

（12）大型碱回收成套设备（用于木浆生产 10～30 万 t/年，用于草浆生产 3～10 万 t/年）。

2. 造纸机械方面

（1）高速造纸机，新闻文化造纸机（车速 600～1200m/min，产量≥5 万 t/年）。

（2）大型多层造纸机（车速≤800m/min，产量≥10 万 t/年）。

（3）大型节能浆板机（10～30 万 t/年）。

（4）高速夹网薄页造纸机（车速≥800m/min）。

（5）造纸机上浆系统成套设备（适应造纸机抄速 800～1200m/min）。

（6）高速刮刀涂布机（车速＞500m/min）。

（7）软压光机和超级软压光机（车速 600～1200m/min）。

（8）高速下引纸复卷机（车速 2000～3000m/min）。

（9）高速同步切纸机（车速 200～300m/min）。

上述制浆造纸技术与装备的研制成功，将促使我国制浆造纸机械与设备提高到更高水平，更进一步推动我国造纸工业的发展。

参 考 文 献

1 中国轻工机械协会. 中国制浆造纸机械与设备“十五”发展规划，2001

2 中国造纸协会. 关于造纸工业“十五”计划的意见. 中华纸业，2001.N0.5，P6.

第一章　备料机械与设备

第一节　概　　述

一、木材备料过程及设备

制浆造纸用的原料一般有原木、废材、边材和板皮等。不同的制浆方法，对原木备料的质量具有不同的要求。供蒸煮用的原木备料，要求提供具有一定形状和大小的木片，并且要求除去树皮、木屑、尘土等杂质。木片磨木浆的备料也要求提供一定形状和大小的木片，一般还要求把木片洗涤干净，防止混入砂土造成设备过早磨损。传统的备料过程如图 1-1 所示，该工艺过程大体包括：剥皮、锯木、除节与劈木、削片、筛选等，因而需要相应的机械与设备。

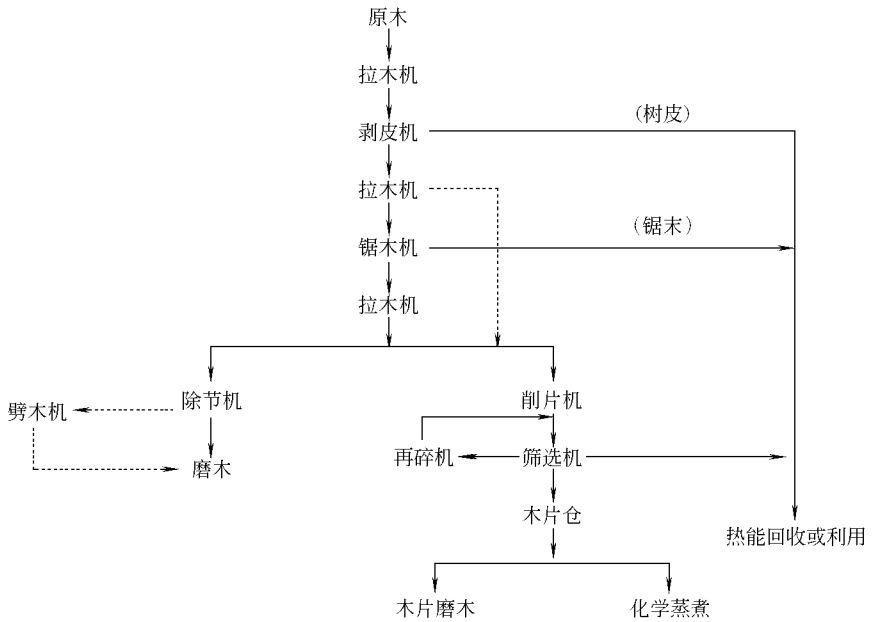


图 1-1　原木备料生产流程示意图

二、非木材备料过程及设备

草类原料的备料是为蒸煮提供一定长度的草料，除去草料中的部分或大部分穗、节、髓、谷粒以及混杂在草料中的一些尘土、砂石等杂质。

传统的备料方法是干法备料，其基本作业是切断、除髓、除尘、筛分、尘气处理等过程。但由于其品种繁多、特性各异，故备料的工艺流程及设备不尽相同。图 1-2 为稻麦草干法备料生产流程示意图。

稻麦草经过预处理，尽量除去草料中的根、叶、穗、霉烂部分、泥砂等。处理后的草料

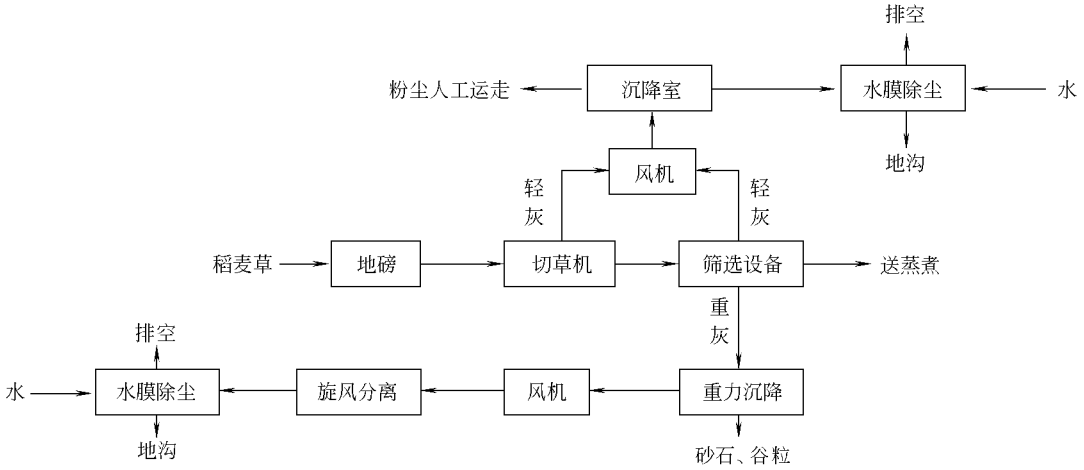


图 1-2　稻麦草干法备料生产流程示意图

通过运输带连续地喂入切草机，切成草片。然后将草片及杂质风送或运输带送至辊式除尘机（或双锥除尘机），除去砂石、谷粒等较重杂质，并分离出细末尘土等较轻杂质，净化后的草片经输送机送至蒸煮。

切草机、辊式除尘机（或双锥除尘机）排出的轻杂质，可以采用抽风吸尘，再经沉降室、水膜除尘器进行处理。辊式除尘机排出的重杂质，先经重力沉降筒分离出谷粒，再经两级除尘方式加以去除收集，第一级采用旋风分离器、第二级采用水膜除尘器。

第二节　剥皮机与锯木机

树皮纤维含量低，灰分、杂质多。树皮的存在对制浆过程有不利影响，大多数木浆厂的备料要先行去皮。木料去皮可采用人工去皮、机械去皮和化学去皮等不同的方法。

机械剥皮的机械设备类型很多，按其工作原理可分为：摩擦剥皮、刀式剥皮及挤压剥皮。摩擦剥皮机是应用最广泛的一类剥皮机，它又可为原木与原木摩擦和原木与金属相互摩擦两大类。刀式剥皮机剥皮木材损耗率比较高，劳动生产率低，但能有效地剥去大直径原木的结合得比较牢固的树皮。随着木片工业的发展，林区将进行全树剥皮，挤压去皮也将会在一些企业中获得应用。

化学去皮是利用化学药品对未砍伐的树木进行化学处理，使树木死去，易于剥皮。此法在北方对鱼鳞松、铁杉、白杨、桦木等最有效，但在南方潮湿地区则不甚适宜。

一、圆筒剥皮机

圆筒剥皮机是摩擦式剥皮机的一种，它是靠原木在圆筒内相互碰撞摩擦进行去皮的，圆筒剥皮机是当前各国广泛用于木段或原木剥皮的主要设备。

（一）圆筒剥皮机的工作原理

圆筒剥皮机的传动机构通过齿轮驱动圆筒绕水平轴旋转，筒内木段随着圆筒转动并被提升到一定高度之后跌落下来，使筒内木段之间和木段与提升器、筒壁、刀轴或剥具之间反复产生强烈的碰撞、摩擦等作用，进而原木表面的树皮受到冲击、挤压、剪切而被剥离。

原木在圆筒内的受力情况与圆筒的转速和圆筒的填满系数有直接关系。原木随圆筒运动

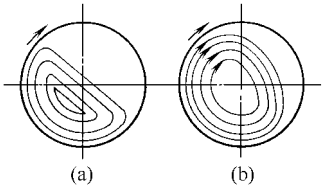


图 1-3　原木在圆筒内的运动状态
（a）崩落式　（b）瀑布式

所受到的离心力和它本身的重力相等时的圆筒体的转速，称为临界转速 n_k。在正常的填满系数的条件下，圆筒转速在 $0.4n_k$ 以下时，筒内原木成间歇式崩落；在（$0.4\sim0.8$）n_k 时，筒内原木成连续式崩落；在（$0.8\sim0.85$）n_k 时，筒内原木开始向上抛，即从崩落式向瀑布式过渡（图 1-3）

原木在圆筒内的运动状态从崩落式过渡到瀑布式时，由于冲击载荷和挤压力继续上升，而剪切应力急剧下降，对剥皮作用产生不良的影响，同时木材受到顺纹和横纹剪切，原木的损耗有所增加，因此，圆筒的转速在正常填满系数下一般不超过 $0.8n_k$。当填满系数低（例如 0.4）且转速达到（$0.7\sim0.75$）n_k 时，原木开始从崩落式向瀑布式过渡。

（二）圆筒剥皮机的主要类型

圆筒剥皮机有间歇操作与连续操作两类。连续操作的圆筒剥皮机可分为长原木剥皮机和短原木剥皮机，前者又称为平行式圆筒剥皮机，后者又称为翻滚式剥皮机。

连续式短原木剥皮机圆筒的直径应大于原木的长度。原木在圆筒内作无规则的滚动，从圆筒的一端逐步移向另一端，在相互的碰撞和摩擦中使树皮剥离。去皮效果较好，剥净度可达 95%～98%，损失率约 1.0%～1.5%，且设备结构简单，管理维修方便，所需操作人员少。其缺点是设备笨重噪声大，占地面积大，原木两端因碰撞而会造成损伤，易夹带泥沙等杂物而影响纸浆质量。

连续式长原木剥皮机所用原木的直径较大，长度较长（接近或超过圆筒的直径），原木在圆筒内沿着筒体轴线方向移动，同时绕自身轴线滚动。在相同圆筒容积和转速下，长原木剥皮机较短原木剥皮机的生产能力高出 30%，且原木两端损伤少，原木的损耗有所降低。

连续式剥皮机按操作条件又可分为干法和湿法两类。在湿法圆筒剥皮机中，将水加到圆筒前面（即进料端）的钢板内，以协助松动树皮，圆筒的其余部分开有缝口，以便使剥去的树皮，在木段持续前进过程中掉落下来。在干法圆筒剥皮机中，圆筒的全长都开有排出树皮的缝口。其长度比湿法圆筒剥皮机要长，而且转速要高；干法圆筒剥皮机的优点是脱除的树皮可直接送入树皮锅炉中燃烧。从湿法圆筒剥皮机出来的树皮必须收集在一个水槽中，在燃烧前进行脱水和压缩，其最终废水处理比较困难且费用较大。

（三）圆筒剥皮机的结构

国内制浆厂目前多采用连续式湿法短原木圆筒剥皮机。下面以它为例介绍圆筒剥皮机的结构（图 1-4）。

连续式剥皮机由圆筒体、滚圈及支承、传动装置、水槽和进出料闸板等部分组成。原木从圆筒的进料端连续投入，经剥皮的原木从圆筒的另一端连续溢出。剥皮机的生产能力和原木剥皮的干净程度可以通过改变投料量和出料闸板的高度来调节。

1. 圆筒体

圆筒体是剥皮机的主要部件，它的直径根据剥皮的方式（平行式或翻滚式）、原木的长度以及生产能力来决定。对翻滚式圆筒剥皮机，直径不宜过小，以免影响原木在筒体内作无规律的滚动，筒体的直径一般不小于 2m。筒体的总长度根据生产能力决定，一般为直径的 3～3.5 倍。当圆筒所需长度较长时，可以把整台设备分成二段或三段，每段的结构大致相同。

圆筒体通常用钢板卷制或用型钢焊成栅状环。前者为平板型结构，在圆筒内壁沿纵向设

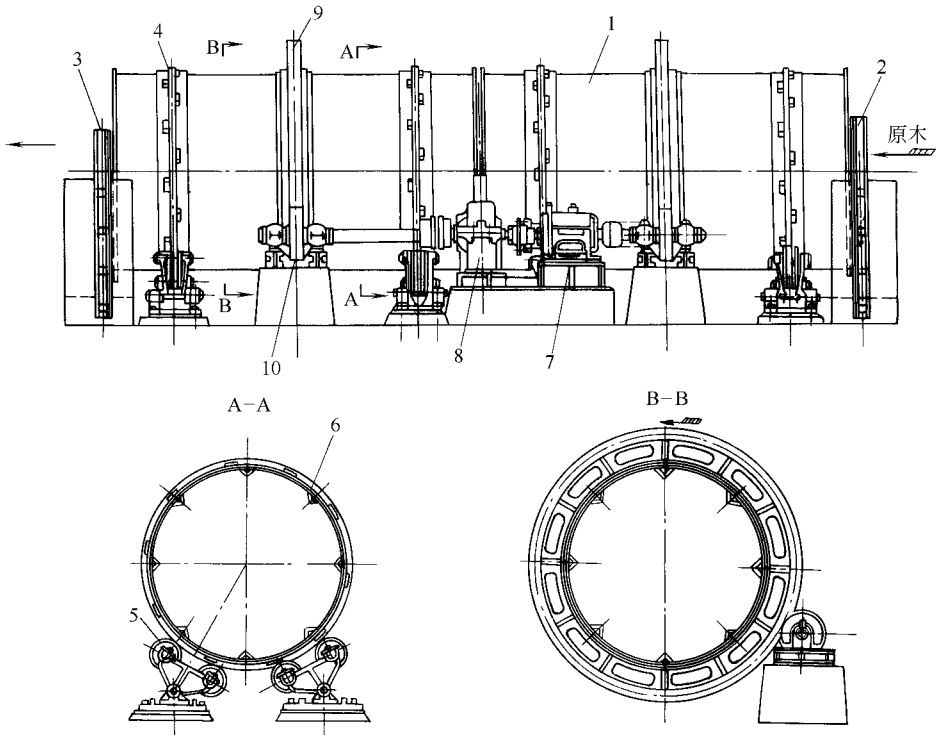


图 1-4　连续式短原木剥皮机

1—剥皮圆筒　2—投木槽　3—出木槽　4—滚圈　5—托轮　6—提升器
7—电动机　8—减速器　9—从动齿轮　10—主动齿轮

置数目不等的断面呈尖角或圆弧等形状的钢梁，称为提升器，使原木段随圆筒旋转而提升。它可以增加圆筒的强度和刚度，保护筒壁免受原木过大的冲击，还起到剥皮的作用。后者为栅板结构，它是由称为剥皮梁的专用型钢焊接而成。栅板型结构的圆筒体的内壁形状主要决定于剥皮梁的截面形状，剥皮梁的截面形状有半圆形、圆形、M 型等，其所起作用与提升器一样。提升器的形状可按下述原则选用：①容易提升和翻转原木；②去皮效果好，原木损伤少；③具有较大刚度，不易变形。

筒体的每一段是一个独立的整体。两段之间留有 50mm 宽的间隙，容许每一段筒体在转动时有一定的轴向位移。筒体的每一段有两个滚圈，滚圈通过衬板与筒体联成一体。

2. 支承装置

圆筒剥皮机工作时，满负荷质量达数十吨，全部质量通过滚圈由支承装置承担。目前新的圆筒剥皮机采用了水力轴承装置（图 1-5）。

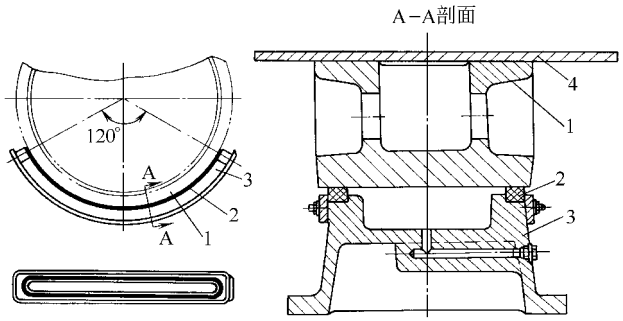


图 1-5　水力轴承

1—滚圈　2—轴衬　3—轴承座　4—固定装置

水力轴承是设在圆筒滚圈下部的一个包角通常为 120°的弧形槽，其周边嵌有耐磨的密封衬，与滚圈构成弧形密封空腔，内注压力为 0.2～0.25MPa 的清水，压力水不断地渗入滚圈与密封衬之间形成水膜，并不断溢出

外面流入水槽中，这样圆筒体实际是支承在水膜上，即为水力轴承。

水力轴承能否正常工作，取决于水膜形成的状态。当水压不稳定或滚圈与密封衬接触不良，水则从间隙大处大量流入水槽中，槽内水压波动，不能形成均匀的水膜。因此，要求滚圈、密封衬及轴承座等的制造和安装十分精确，滚圈与密封衬的间隙最大允许量为 0.2mm。

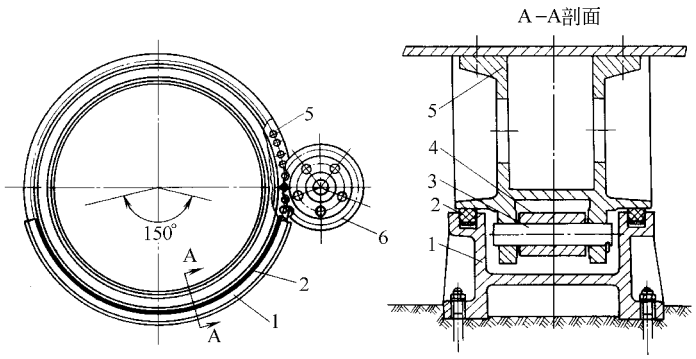


图 1-6　滚销齿轮及其保护室

1—保护室　2—密封环　3—柱销　4—套筒　5—齿轮　6—星形轮

3. 传动装置

由于剥皮机圆筒的回转速度慢，所以电动机的转矩需通过减速后才能传到圆筒，最后一级传动采用齿轮传动，一般多采用渐开线齿轮，而水力轴承剥皮机则在圆筒上安装着滚销齿轮（图 1-6）。

大齿轮上每一个齿都是由套筒和柱销构成，而主动的小齿轮实际上是一个链轮，它和大齿轮啮合时，工作情况与链传动相似。采用滚销齿轮的优点：①适合于有冲击的低速重载的工作条件；②当套筒磨损后可以更换，不需要更换整个齿轮，减少更换修理的时间；③齿轮的制造比较容易。

传动齿轮回转时，必须通过剥皮机的水槽，为了防止树皮及污物落入套筒滚子附近，防止套筒滚子及其他零件与水接触，在圆筒的下方设有保护室（图 1-6），其形状与水力轴承相似，由铸造的弧形凹槽密封环和大齿轮两边凸肩形成密封的保护室。由于密封环与回转的齿轮凸肩紧密接触，防止了水槽中的水流入保护室。保护室与大齿轮的包角为 150°，齿轮工作时就从保护室经过。

（四）圆筒剥皮机的生产能力计算

圆筒剥皮机的生产能力与木材的种类、原木的长短、原木的直径、原木的质量（是否弯曲、多节、爆裂）、原木的湿度和泡浸时间等有关。生产上可用下式估算：

$$Q = 0.13DnL \tag{1-1}$$

式中　Q ——生产能力，原木 m^3/h

D ——圆筒直径，m

n ——圆筒转速，r/min

L ——圆筒长度，m

国产圆筒剥皮机技术参数如表 1-1 所示。

表 1-1　　国产圆筒剥皮机技术参数

型　号	能力/(m^3/h)	工作形式	直径/m	长度/m	转数/(r/min)	功率/kW	刀　轴	适用材种
ZMB_1	20～25	连续	2.4	9	7.65	55	无	原木段
BBP_{112}	2	连续	2	2.4	16	22	扁刀 18 把	枝桠材
LB	12.5～15	连续	2.35	6	12	45	螺旋刀	枝桠材
BG	2～2.5	间歇	1.8	1.8	24～26	16	扁刀 13 把	枝桠材

二、刀式剥皮机

刀式剥皮机是利用刀辊或刀盘削去原木树皮的一种剥皮机。目前木浆厂使用的滚刀式剥皮机是我国制造的，已成为国家定型产品。滚刀式剥皮机的特点是：结构简单，维修方便，操作容易，但劳动生产率比较低，剥皮损失率比较高（一般为 3%～4%或更高），劳动强度大。

滚刀式剥皮机由翻转机构、刀辊小车和刀辊等组成，如图 1-7 所示。

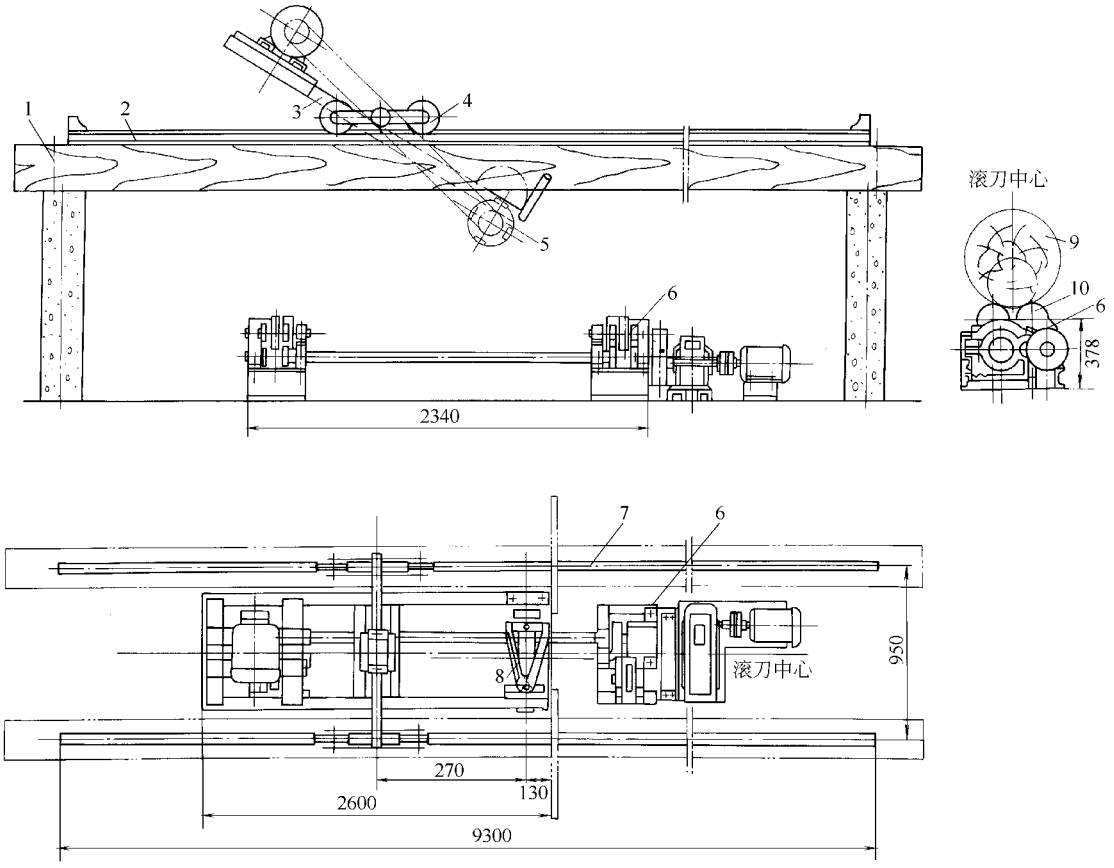


图 1-7　滚刀式剥皮机

1—门架　2—轨道　3—机架　4—滑轮　5—刀辊　6—翻转机构　7—轨道　8—剥皮刀　9—原木　10—齿轮

（一）结构原理

（1）翻转机构　有一对齿形托轮和一对普通托轮支承原木，工作时电动机通过减速机构驱动齿形托轮翻转原木。

（2）刀辊小车　由长方形钢焊成，装有 4 个轮子。其摆架两端分别装电动机和刀辊，可绕中部支点摆动。移动滚刀剥皮时，小车可在轨道上行走。

（3）滚刀（刀辊）　由两端盘及数把剥皮刀组成，刀与轴线成 23°螺旋角安装，刀刃口与刀辊中心线的距离形成两端大、中间小的弧形，可减少剥皮损失，刀刃角为 35°～45°。

（二）技术参数

滚刀式剥皮机主要技术参数见表 1-2。

表 1-2　　滚刀式剥皮机主要技术参数

型　　号	ZMB_{11}	型　　号	ZMB_{11}
处理原木直径/mm	200～500	滚刀转速/（r/min）	1440
处理原木长度/mm	2000～7000	原木翻转机构转速/（r/min）	5
小车轨距/mm	950	电动机功率/kW	翻木 1.1　滚刀 5.5
滚刀盘规格/mm	ϕ260×400（双刀）	外形尺寸（长×宽×高）/mm	10000×2660×2300

三、锯　木　机

进厂原木的直径和长度一般都没有严格的限制。为适应削片机、磨石磨木机等设备对原木的要求，往往需要将部分大径原木锯开，将部分过长原木锯断。

锯木机通常有单圆锯、多圆锯和带锯三种。锯木机的选择视工厂规模的大小、纸浆质量的要求和制浆设备的不同而异。单圆锯一般用于中小纸厂和原木长度变化的场合；多圆锯适用于大型纸厂，锯木长度不能任意变化；带锯适用于处理大径材（直径在 ϕ350mm 以上）。但由于带锯锯木效率不高，设备庞大，仅在个别工厂应用。

第三节　削　片　机

为了适应化学木浆和各种高得率化学木浆蒸煮需要，以及满足木片磨木浆的生产需要，原木、枝桠材或板皮都要进行削片，并要求削出的木片长短厚薄一致、整齐。木片的规格一般为：长 15～20mm，厚 3～5mm，宽度虽不限，但也不希望超过 20mm。原木木片合格率要求大于 85%，板皮木片合格率要求大于 75%。

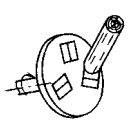
削片机按机械结构可分为两类：切削刀装在圆盘上的盘式削片机和切削刀装在圆柱形鼓上的鼓式削片机。盘式削片机主要用于切削原木，削出木片质量较好，在制浆造纸厂采用得较多，而鼓式削片机对木料品种适应性广，可用于板皮等各种木料。

盘式削片机按刀盘上的刀数分为：普通削片机（4～6 把刀）和多刀削片机（8～16 把刀）两种。这两种削片机喂料方式又有斜口喂料和平口喂料（或称水平喂料）两种。长原木的削片，一般采用平口喂料，短原木和板皮的削片可采用斜口喂料，亦可采用平口喂料。

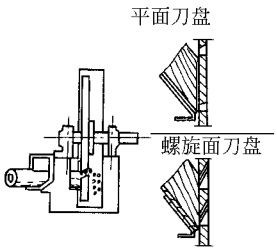
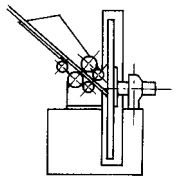
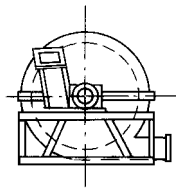
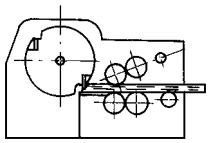
一、国内常用的削片机类型

国内常用削片机类型如表 1-3 所示。

表 1-3　　国内常用的削片机类型

类　型		简　图	工 作 原 理	特　点
盘式削片机	普通削片机		原木被旋转刀盘上的飞刀和固定在机座上的底刀剪切成木片，又被锲形刀刃挤压，剪切成木条，进而分裂成木片	间断切削，必须斜喂料。生产能力小、木片质量差、碎屑多、振动噪声大、消耗功率大、电流不稳定

续表

类型		简图	工作原理	特点
盘式削片机	多刀削片机		基本原理同上，由于刀数增加，形成了两把刀以上同时切入的连续切削过程	连续切削，自动进料，可采用平喂料，较普通削片机能力大，木片合格率高
			基本原理同上，采用了等螺距的螺旋面刀盘，使木片长度保持一致	较平面刀盘多刀削片机削出的木片均匀，生产能力大，合格率高，木屑量少，振动小，省动力，易维修，使用较多
	板皮削片机		基本原理同上，采用喂料辊强制喂料，以保证板皮喂料速度	木片合格率低，喂料机构复杂
	枝桠材削片机		基本原理同上，设备小型化移动式，便于木区流动作业	手工操作无进出料配套装置，木片合格率低，产量低
鼓式削片机			木材受旋鼓形辊上飞刀与机体上底刀剪切形成木片。依靠成对的喂料辊夹持进料	对原料形状适应性广，木片合格率稍低，结构紧凑

二、盘式削片机

（一）盘式削片机的结构原理

普通削片机与多刀削片机的结构相似。图 1-8 为斜口喂料普通削片机的结构示意图。它主要由刀盘、喂料槽、外壳和传动装置等部分组成。

1. 刀盘

刀盘是削片机的主要部件。它是一个直径为 1600～ 4000mm，厚 100～150mm 的铸钢圆盘。上面装有若干把削片刀，供切削原木之用。此外沉重的刀盘还起着惯性轮的作用，稳定切削过程，对于大型多刀削片机，往往还有一个与刀盘相平衡的惯性轮，这样可以使削片机振动小，电机负荷较均匀，动力容量较小。

削片刀安装在刀盘面向喂料槽的一面。普通削片机削片刀在刀盘上的安装位置为自辐射

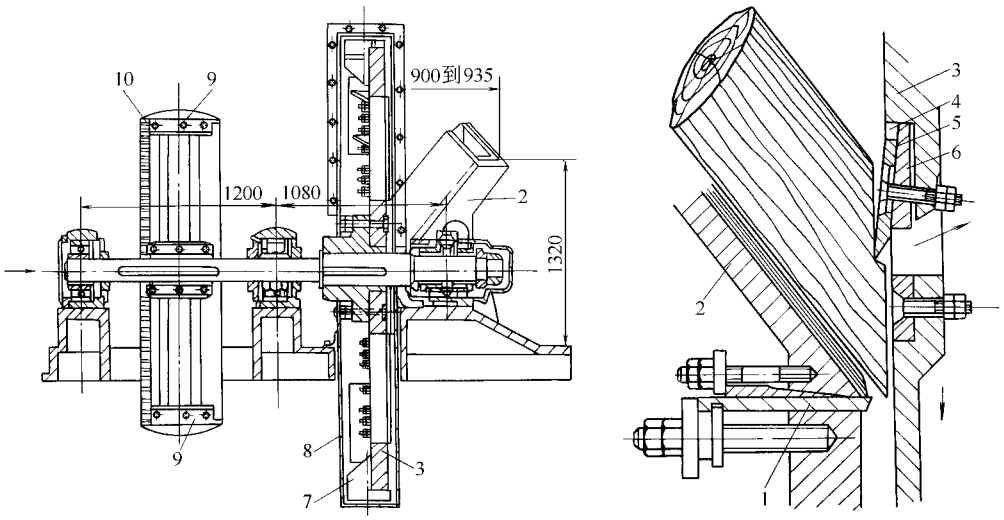


图 1-8　斜口喂料普通削片机

1—喂料槽底刀　2—喂料槽　3—刀盘　4—调整垫块　5—飞刀片　6—楔形垫块　7—叶片　8—机壳　9—皮带轮　10—传动装置

位置向前倾斜 8°～15°。在刀盘上，沿削片刀刀刃方向开有宽 100mm 的长缝，缝的长度与削片刀的长度相同。为了调整削片刀刃口的位置，在削片刀的底面有一块楔形垫块，它们一起被一组埋头螺钉固定在刀盘上，在长缝的另一侧装有一块定位板，又称为下刀，供保护缝口之用。从原木削下的木片通过长缝至刀盘的后面。

多刀削片机削片刀在刀盘上的安装情况见图 1-9。由于多刀削片机的刀数较多，故不能采用普通削片刀的安装方法，其削片刀一般在辐射位置安装。刀盘的装刀面为等螺距的螺旋面，由多块磨光的扇形压力板及倾斜装设的削片刀组成。刀刃凸出的距离就是扇形板的螺距 h。削片刀借扇形板夹紧，后者用螺钉固定在刀盘上，装卸方便。

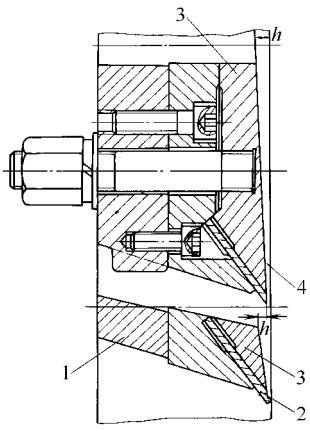


图 1-9　多刀削片机刀盘结构

1—刀盘　2—削片刀　3—扇形压刀板　4—刀盘的装刀面

削片刀一般采用碳素工具钢或合金钢制造，削片刀呈矩形，长 600～700mm，宽 200mm，厚 20～25mm。刀片上开有多个长形透孔，供安装时前后调整固定使用，削片刀的刀刃角一般为 34°～39°，冬季采用 39°～40°；多刀片机则采用 35°12′～37°22′。另有一种双刀刃角的刀片，第一刀刃角为 40°～42°，第二刀刃角为 28°～32°，这种刀片较耐用，而且有利于提高削片合格率，适用于处理质硬的木材。

出料口在上方的削片机，其刀盘周围还有翅片，用于打碎大片和送出木片，出料口在下方的削片机则不需翅片，木片直接落到下面的出料胶带运输机上。

2．喂料槽

喂料槽俗称虎口。其截面形状有圆形，方形和多边形等几种。小型削片机一般采用圆形，普通削片机采用方形者为多，平口喂料的大型多刀削片机常用多边形进料口（见图 1-10）。

斜口喂料槽与刀盘间的几何关系见图 1-11。设 X-O-Z 为刀盘平面，O 为削片刀刃口上某一点，Y-O-X 为过刀刃上 O 点且垂直 O 点运动方向的平面，OA 为喂料槽的轴线，那

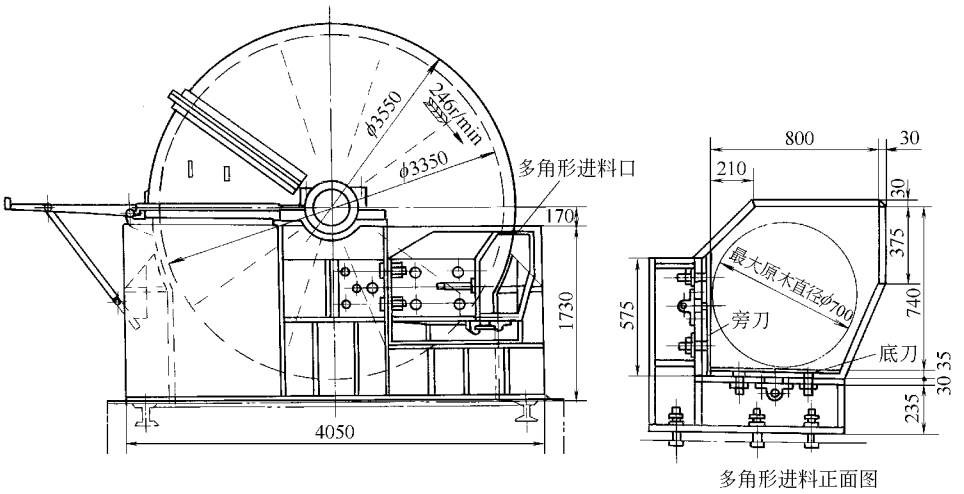


图 1-10　平口喂料多刀削片机的进料口与底刀位置

么：ε——投木角，即喂料槽轴线 OA 在 Y-O-Z 平面的投影与刀盘的夹角。α_1——虎口角，即投木角的余角。α_2——投木偏角，喂料槽轴线与 Y-O-Z 平面的夹角。ω——木片斜角，喂料槽轴线与刀盘的夹角。

对于斜口喂料削片机，一般只给出投木角 ε 和投木偏角 α_2 来表示削片机的特征。而实际上原木的被切削状态可以通过木片斜角 ω 完全反映出来。这三个角的关系就可以从图 1-11 中根据每个角的定义求得，即：

$$\sin\omega = \sin\varepsilon\cos\alpha_2 = \cos\alpha_1\cos\alpha_2 \qquad (1\text{-}2)$$

如果是水平喂料的多刀削片机，$\varepsilon = 90°$，则：

$$\sin\omega = \cos\alpha_2 \qquad (1\text{-}3)$$

这说明了木片斜角只与投木偏角有关。平口喂料是用喂料辊组成的喂料槽（即辊送机）。喂料槽的位置可以在刀盘轴线以上的位置，也可以在刀盘轴线以下的位置。由于是水平安装，因此，喂料槽与刀盘间只有一个夹角，即投木偏角。斜口喂料槽的位置一般设置在刀盘轴线上。

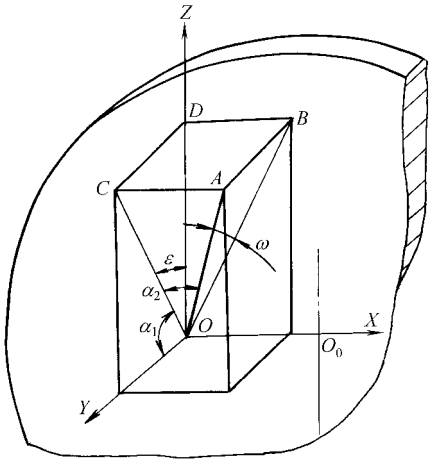


图 1-11　喂料槽与刀盘之间的几何关系

斜口喂料槽的下方或平口喂料槽的端部装有底刀。因为底刀在削片时受力最大，容易损坏，故刀刃角特别大。普通削片机底刀刀刃角为 85°～90°，多刀削片机一般为 45°。为了保护普通削片机的底刀刀刃，在底刀上盖有一块固定在进料口内的角度为 40°～45°的大三角板。大三角板的刀口与底刀的刀口是吻合一致的。在削片过程中，削片刀除与底刀起切削作用外，还与喂料槽侧部的旁刀起切削作用。普通削片机旁刀刀刃角为 60°～65°，多刀削片机为 88°。为了保护普通削片机的旁刀，在旁刀上也盖有一块刀刃角为 35°～40°的小三角板，旁刀口与小三角板的刀口也是吻合的。旁刀与削片刀的距离和底刀与削片刀的距离都是 0.3～0.5mm。旁刀的作用主要是防止和减少产生长木片。

在用削片机切削板皮或竹子时，喂料槽需要放置由喂料刺辊及其传动系统组成的强制喂料机构，借以避免或减少板皮等在虎口跳动，影响切削质量。

3. 机壳

刀盘外面装有封闭的外壳。采用上出料时，在机壳上方沿切线方向接一风管，刀盘周边上装有翘片，把木片吹至分离室。这种高速输送方式易造成木片过度破碎。一般削片机采用下出料，削落的木片直接落在刀盘下方的胶带输送机上即被送出。

4. 传动装置

削片机经三角胶带由电动机带动，转速高的削片机也可由电机直接带动。为了节约换刀时间，大都设有制动装置，使刀盘在停机后能迅速地停止转动。

（二）影响木片质量的因素

1. 原木的质量和水分

原木直径大小及质量优劣要搭配均匀，以保证木片合格率。小原木、短原木在喂料槽中易跳动，产生大量短片和碎末，使木片中三角块增多，影响木片的合格率。原木水分高，有利于提高木片合格率，但在北方寒冷地区，冬季易冰冻，水分以25%～35%为宜，水分过高易冰冻硬脆，削片时产生大量碎末。夏季水分以35%～45%为宜，若水分过低，木材发脆，削片时碎末也多，影响木片合格率。

2. 削片机的有关参数

木片的质量好坏，很重要的因素是安装在刀盘上削片刀的刀距是否合适，刀距尺寸是否一致。当其他参数不变时，木片的长度主要由刀距大小而定，又因木片长度与厚度有一定关系，即木片越长则越厚。为了得到高质量的合格木片，首先应保持标准刀距及其一致性，才能切出长短厚薄均一的木片。其次应按工艺要求“对刀”，使每一把削片刀距离底刀、旁刀的间隙都在0.3～0.5mm之间，并在保持削片刀与底刀不碰的情况下，此间隙越小越好。如果刀距大小不一致，则只能按照刀距大的刀片来调整与底刀的间隙。这样，刀距小的刀片与底刀间的间隙就大，切削时长条木片和碎小木片增多。

3. 削片刀刀刃角

削片刀刀刃角的大小对木片的质量也有直接影响。当其他参数不变时，过大的刀刃角切削阻力大，木片容易变碎，木片受损伤的程度增加。因此，削片刀钢质较好时，宜用较小的刀刃角。

（三）盘式削片机的生产能力计算

削片机的瞬时最大生产能力就是削片机在某一时间内切完一根最大直径、最大长度的原木的能力Q_{max}。这既是设计削片机最大负荷的依据，也是选择配套设备，如木片筛、运输机等的依据。最大生产能力的理论值为：

$$Q_{max}=\frac{\pi}{4}d^2lnZ \tag{1-4}$$

式中 Q_{max}——瞬时最大生产能力的理论值，m^3/min

d ——削片机能切削的原木最大直径，m

l ——木片的长度，m

n ——刀盘的转速，r/min

Z ——削片刀数目

削片机操作中，由于原木直径大小不一，投料的不连续性和切削时原木的跳动，削片机的实际生产能力 Q 为：

$$Q = \phi Q_{max} \tag{1-5}$$

式中 ϕ——生产能力降低系数

投进削片机的原木直径与喂料槽的截面尺寸有密切关系，所以也有用喂料槽的截面尺寸来计算削片机的实际生产能力。

为说明喂料槽的填满程度，先假想原木完全填满喂料槽，这时的极限生产能力 Q_0 为：

$$Q_0 = AlZn \tag{1-6}$$

式中 Q_0——极限生产能力，m^3/min

A——喂料槽的截面积，m^2

其余符号含义同前。

实际操作中，原木不可能完全填满喂料槽，再加上投料不连续，实际生产能力 Q 为：

$$Q = kQ_0 = kAlZn \tag{1-7}$$

式中 Q——公称生产能力，实积 m^3/min

k——削片机的生产能力有效系数，一般取 $k = 0.14 \sim 0.20$

（四）国产盘式削片机技术参数

国产盘式削片机技术参数见表 1-4。

（五）盘式削片机的使用与维护

（1）开机前应做到：仔细检查削片机的全部零件（包括喂料虎口、刀盘、刀片、外壳、轴承、传动装置等）有无毛病，是否准备妥当；用规板检查和校正刀片凸出高度、研磨角和紧固情况，使其符合工艺技术规程的规定；检查底刀的紧固情况，校正刀片与底刀间隙的大小，使其符合工艺技术规程的规定；用手转动刀盘，检查刀片的位置是否正确。

（2）正常运行的操作：削片前先开动附属设备，包括运输机、筛选机等；大直径原木应分开投入，使削片机能有时间恢复其正常转速，使功率均衡；削片时应均匀地把原木送进喂料虎口，原木头尾应相互衔接；应经常检查切出木片的质量是否符合工艺要求；突然停机，应立即停止喂料。

（3）停机与维修：先停止喂料并待削完再停车；削片机工作 30d 应小修一次，每次约 8h；削片机每 6 年应大修一次，每次约 120h。

三、鼓式削片机

（一）功能用途

鼓式削片机具有对各种不同原料的适应性，可用于将各种小径木、枝桠材、板皮、板条和其他木材加工剩余物切削成一定规格的木片，且生产出的木片质量较好，既可用于制浆造纸纸厂，也可作为刨花板、纤维板工厂备料工段制片的主机。

（二）结构原理

首先刀鼓上旋转的飞刀（图 1-12）与其斜下方的底刀把原料切断成木片，并通过鼓下方装在机体上的筛板排出机外，然后借气流、胶带、链斗等输送机送往木片仓。未能通过筛板的大块木料借刀辊的旋转受到再碎。

（三）技术参数

BX 型鼓式削片机主要技术参数见表 1-5。

表 1-4　　国产盘式削片机主要技术参数

型　号		ZMX1	ZMX11	ZMX2	ZMX3	ZMX4	ZMX12	BX177	BX1710	BX1112	BX1216	BX6106	BX6107
原木料		板皮,小径材、枝桠材	φ250以下原木	φ300以下原木	φ500以下原木	φ700以下原木	板皮	枝桠材、板皮、小径材	枝桠材、板皮、小径材	原木小径材	原木、小径材	枝桠材	枝桠材
生产能力实积/$m^3 \cdot h^{-1}$		5.5～8	20～28	30～50	60～100	180～240	6～9	3～4	5～13	15～20	25～45	2～4	4～6
刀盘直径/mm		φ950	φ1270	φ1670	φ2600	φ3350	φ1600	φ650	φ950	φ1220	φ1600	φ620	φ710
飞刀数量/把		6	16	6	8	10	3	6	6	4	6	3	3
刀盘转速/$r \cdot min^{-1}$		730	980	590	290	246	450	980	980	740	625	700	800
喂料方式		螺旋面平或斜	螺旋面斜	螺旋面平或斜	螺旋面平	螺旋面平	平面强制喂料	螺旋面斜	螺旋面斜	平面平	平面平	螺旋面斜	螺旋面平或斜
喂料口尺寸/mm		205×190	317.5×317.5	419×362	550×550	800×740	320×225	150×130	205×190	750×400	383×545	130×125	180×180
出料方式		向上	向上	向上	向上及向下	向下	向上	向上	向上	向上及向下	向上及向下	向下	向上
主电机	型号	Y280M－6	JR136－6	JR158－10	YR500－20/1730	YR215/39－24	JR81－4						
	功率/kW	55	240	310	500	800	45	45	55	75～110	200～250	12匹柴油机或13～15kW	40
	转速/$r \cdot min^{-1}$	980	980	590	293	250	1440						
设备质量/kg		2500	8300	16000	37000	55500	4700	1640	2800	4500	8700	600	900
外形尺寸(长×宽×高)/mm		2380×2440×1500	3800×2520×2215	4500×2800×2760	1270×3200×3015	7200×5640×3680	3300×3700×2717	2190×1620×882	2550×1600×1650	3000×1506×1614	3756×1855×2093	1950×750×1100	2000×850×1200
生产单位		辽阳造纸机械厂		辽阳造纸机械厂	辽阳造纸机械厂	辽阳造纸机械厂	辽阳造纸机械厂	镇江林机厂	镇江林机厂	镇江林机厂	镇江林机厂	南平市机械研究所	南平市机械研究所
备注		轻工总会定型产品	测绘引进设备	轻工总会定型产品	轻工总会定型产品	轻工总会定型产品	轻工总会定型产品	移动式时为BX617型配495柴油机	移动式时为BX6110C型配4135AN型柴油机			移动式	移动式

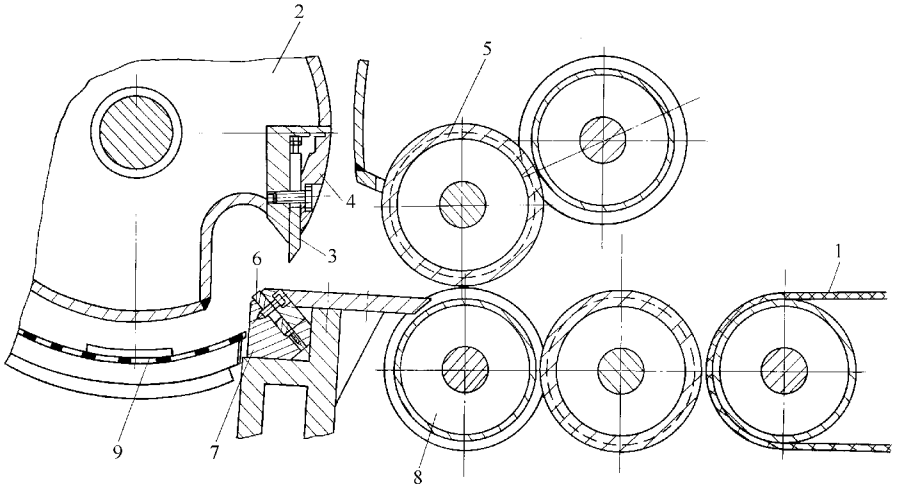


图 1-12　BX 型鼓式削片机主要结构

1—进料胶带　2—刀鼓　3—飞刀　4—压力板　5—上喂料辊　6—底刀　7—底刀座　8—下喂料辊　9—筛板

表 1-5　　BX 型鼓式削片机主要技术参数

型　　号	BX_{213}	BX_{215}	BX_{216}	BX_{218}	BX_{218A}	BX_{2113}
刀鼓直径/mm	300	500	650	800	800	1300
刀数/把	2	2	2	2	2	2
进料口尺寸/mm	120×310	140×14	180×50	225×68	225×50	400×70
刀鼓转速/（r/min）	730	592	590	650	650	500
进料速度/（m/min）	37	35	35	37	37	38
加工木料最大直径/mm		105	120	160	140	240
木片长度/mm	26	30	30	30	30	38
生产能力/（m^3/h）	3（t/h）	7	10	15～20	15	36
主电动机功率/kW	30	45	55	115	90	200
喂料辊电动机功率/kW		3×2	3×2	4×2	4×2	7.5×2

第四节　木片筛选与再碎设备

削片机生产的木片合格率一般为 75%～85% 左右，需经木片筛将大片、长条、木节、木屑等从合格木片中分离出来。分离出来的粗大木片、长木条等需经再碎或重削。

木片筛分为圆筛、平筛和盘式三类。圆筛具有结构简单，设备维修容易的优点，但占地面积大，且筛选有效面积小，筛孔易堵塞，故新厂较少采用。

平筛是利用不同筛孔的筛板在高频振动或低频摇动的条件下使木屑、木片和长条等得以分开。平筛又分为振动式和摇摆式两种。振动式平筛目前已很少采用。目前国内大多采用摇摆式木片平筛。

一、摇摆式平筛

摇摆式平筛的结构如图 1-13 所示，两个筛体用钢丝绳吊在机架上，每个筛体上设有三

层长方形筛网，网与水平线有一定倾斜角度，使木片便于向低端流出。装有偏重体的主轴，一端支承在与筛体连接的横梁上，一端支承在机架的轴承上。电动机带动主轴转动时，由于偏重的惯性作用，使两边的筛体作水平摇晃摆动，利用在低频摆动下筛板上的不同筛孔分离大片及木屑。留在上层筛网上的大片送到再碎系统再碎或重新削片。留在中下层网上的合格木片送蒸煮使用。通过下层网的碎末另作他用。

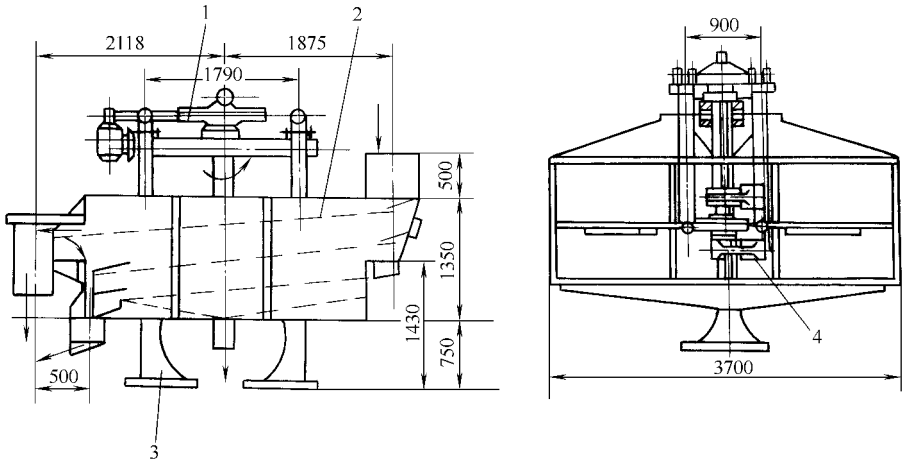


图 1-13　摇摆式平筛

1—传动部分　2—筛体　3—机架　4—偏重体

摇摆式平筛具有结构紧凑、运行可靠和生产能力大等优点，是目前国内使用最多的一种木片筛。其主要技术特征见表 1-6。

表 1-6　　摇摆式平筛主要技术特征

技术特征	ZMS_1	ZMS_2	技术特征	ZMS_1	ZMS_2
生产能力／（m^3／h）		85（堆积）	频率／（r／min）	200（惯性轮转数）	
筛面积／m^2	2.4	4.8	主轴转速（r／min）		175～180
上层筛孔／mm	50×30	50×25.40×40	外形尺寸（长×宽×高）／mm	1800×1500×1360	4500×3800×3300
中层筛孔／mm		12×12	设备质量／kg	800	5900
下层筛孔／mm	ϕ5	ϕ5	电动机／kW	41.1	47
振幅／mm	40～120	90			

二、盘式木片筛

盘式木片筛是国际上新发展的按木片厚度筛选的设备。它具有不会堵塞、单位面积处理物料量大、动力消耗小、分离效果好、结构简单、维修方便、使用寿命较长等优点。目前国内已有浆厂使用盘式木片筛。

盘式木片筛有多根装有圆形或梅花形盘的转轴。轴的中心线在同一倾斜平面内的称为平型盘式筛，轴的中心线所构成的平面成为 V 型交叉面时称为 V 型盘式筛。

如图 1-14 所示，V 型盘式筛一般由 10 组圆盘形成 V 字形筛面，每组圆盘集中串连在一根轴上，V 型筛面的每边与水平面成 35°。V 形筛面本身安装成水平或自进料槽到出料口成 5°～10°。由于转轴与转轴靠得很近，使盘面互相交错，所以盘与盘之间的缝即决定了通过

此缝的合格木片厚度。轴与轴及盘片之间的间隙，可根据物料品种及筛选要求调整，使合格木片与木屑或合格木片与过厚木片分离。转轴上的盘向相同方向旋转，使木片朝一方流动。V 型筛木片总的运行方向是与轴同向的，这与平型筛不同，平型筛木片总的运行方向是与轴的方向相垂直的。

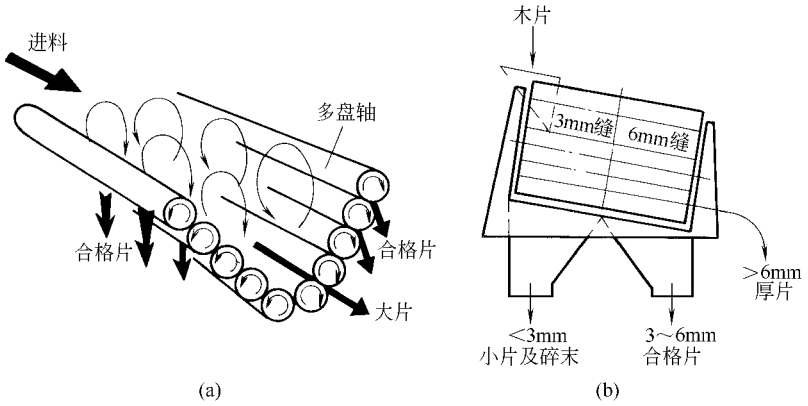
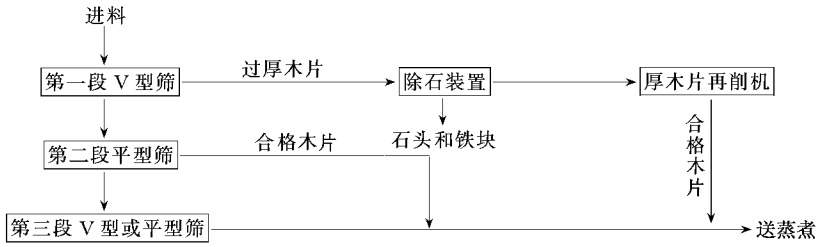


图 1-14　V 型盘式筛

（a）原理示意图　（b）外貌图

木片采用盘式木片筛的筛选流程如下：



各段盘式木片筛的各项数据和参数见表 1-7 和表 1-8。

表 1-7　　各段盘式木片筛有关尺寸示例

项　　目	第一段筛 V 型筛 + 9mm	第二段筛平型筛 + 3mm	第三段筛平型筛 + 1.5mm
圆盘直径／mm	483	379	141
筛缝长（即轴向间距）／mm	130	104	18
圆盘厚度／mm	4.8	4.8	4.8
圆盘间间距／mm	9	3	1.5
每根轴上的盘数	110	70	70
每台筛的轴数	12	12	14

表 1-8　　各段盘式木片筛运行参数示例

项　　目	第一段筛 V 型筛	第二段筛平型筛	第三段筛平型筛
圆盘转速／（r／min）	47	85	147
圆盘圆周线速／（m／min）	71	101	65
“V”形角（与水平面）	36°	—	—
轴倾斜角	4°	—	—

三、木片再碎机

从木片筛筛分出来的粗大木片和长条需要再碎或重削。再碎设备有锤式和刀式两类。使用锤式再碎机，再碎效果差，设备零件磨损大，送回削片机重削，可减少再碎设备，但树节分不出来，影响蒸煮质量。目前使用较多的是直径为 1m 左右的小型盘式削片机，常被用于重削粗大木片，且能满足生产要求。但因木片在被切削时无法定向，形成不规则切削，所以质量不很好，更不能将厚片切薄。随着对木片质量要求的重视，已发展了用于过厚木片的切薄机械。图 1-15 所示是一种新开发出来的双转子式木片切薄机。其工作原理是：木片进入一个形如转鼓而带有切削刀的低速转子（～150r/min）中，以高速（～300r/min）转动的带推叶的转子带动木片在低速转子内作回转运动。木片回转产生的离心加速度大于重力加速度，木片在离心力作用下，紧贴在低速转子的内壁上。高低速两个转子的转动方向一样，但因推叶转得快，在离心力作用下，木片贴附在低速转子内壁上可看成是平卧的木片，在被推过低速转子的刀片位置时即被切薄。木片厚度的减少量或削出木片的厚度等于刀片前方导板端凹入的深度。当木片转到下一刀片位置时，这一过程又被重复，木片不断被切薄，直到其厚度能通过切削刀与导板间的缝隙为止。

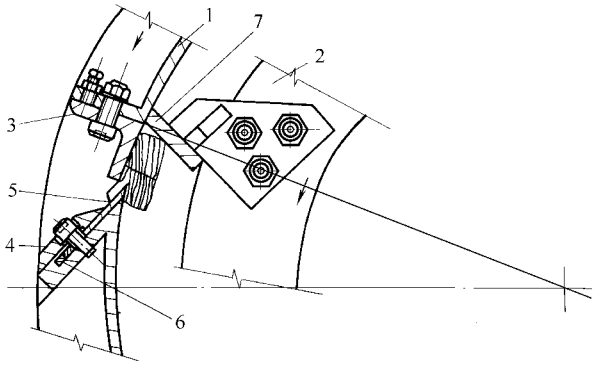


图 1-15　双转子式木片切薄机

1—装有切削刀的鼓形低速转子　2—装有推叶的高速转子
3—可调节的导板　4—压力板　5—切削刀
6—巴氏合金垫块　7—推叶

第五节　非木材原料的切断设备

非木材原料的切断设备，大致可以分为刀辊式和刀盘式两大类。稻草、麦草等原料切断采用刀辊式切草机，芦苇、芒秆等原料切断采用刀盘式苇机。

这些非木材原料所用的切断设备，不像削片机那样主要依靠削片刀的牵引力使原料移向刀盘，而是采用机械的方法——强制机械喂料，把原料送入切料机构。

一、切　草　机

刀辊式切草机由刀辊、底刀、喂料辊、进出料胶带和传动装置组成（图 1-16）。

（一）刀辊式切草机的工作原理

草料由进料胶带送入一对轴线直立设置的和一个轴线水平设置的喂料辊组成的喂料口，后者压住草料并转动着不断将草料送到第二、三水平喂料辊下，继而被喂入刀辊上的飞刀和机座上的底刀之间，切成长 15～35mm 的草片，并由出料胶带送出。

（二）刀辊式切草机的生产能力计算

生产能力可按下式计算：

$$Q = 60KBHV\rho \tag{1-8}$$

式中 Q ——切草机生产能力，kg/h

K ——供料不均衡系数，一般取0.8

B ——喂料辊宽度，m

H ——料层厚度，一般取0.2～0.3m

V ——喂料速度，m/min

ρ ——原料的堆积密度，kg/m³

几种原料的 ρ 值如下：

稻草 55～65　高粱秆 60～65

麦草 65～75　玉米秆 60～65

芒秆 70～75　芦苇 70～75

国产刀辊式切草机主要技术特征见表1-9。

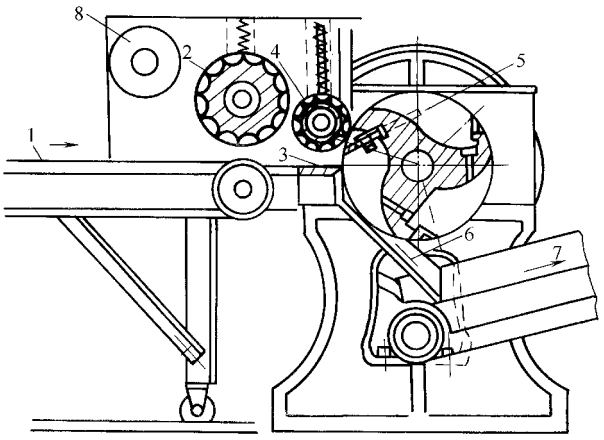


图1-16 刀辊式切草机

1—进料输送带 2—第二喂料辊 3—底刀 4—第三喂料辊 5—飞刀 6—挡板 7—输送带 8—第一喂料辊

表1-9 切草机主要技术特征

	ZCQ_1	ZCQ_2	ZCQ_3
生产能力/(t/h)	2～3	4～5	7～8
刀辊规格/mm	ϕ400×390	ϕ430×690	φ425×720
飞刀数	3	3	3
电动机功率/kW	13	30	55+7.5

（三）刀辊式切草机的使用与维护

（1）开车前必须检查各部螺栓是否拧紧，然后调整好飞、底刀刃口之间的间隙距离，一般为0.3～0.5mm。

（2）在使用中要保持飞、底刀锋利，定期换刀、磨刀。

（3）喂料时，料层要厚薄均匀、平整，避免乱铺乱放。

（4）在运行中要经常检查传动各部，保持润滑良好。

（5）切料时若发生草片规格过长时，其原因一是飞、底刀刃口间隙距离过大，刃口不够锋利；二是进料口喂料不规则；三是喂料速度和刀辊转速不一致，一般是喂料速度快，飞刀和刀辊转速慢所造成。喂料速度与飞刀辊转速有如下关系：

$$l=\frac{V}{Zn} \tag{1-9}$$

式中 l ——草片长度，mm

V——喂料辊的辊面线速度，mm/min

Z——飞刀刀片数

n——飞刀辊转数，r/min

（6）在喂料辊处容易发生堵塞，草料喂不进去。这是因为投料不均匀，料层过厚或是乱草插到喂料压辊的两侧造成的。发生堵塞时，要立即停车，反转电动机，喂料装置自行退出堆料，便于消除故障。

二、切　苇　机

切苇机是一种刀盘式切料机，由喂料装置，切断装置及传动装置组成（图 1-17）。

（一）切苇机的结构

1. 喂料装置

喂料装置包括上下链带和上下压辊。苇捆由输运带送来，经剪腰后送入上下链带把原料逐渐地压紧，然后送入上下压辊之间。原苇经过展平和压紧被推至刀盘切断。下压辊安装在固定轴承上，由喂料电动机传动。上压辊安装在加压弹簧下面，当原苇层的厚度波动时，上辊可以上下浮动并维持一定的压紧力。喂料机构既能喂进原苇，又能退出原苇。

2. 切断装置

切断装置包括底刀和装有 4～5 把飞刀的刀盘。底刀为 L 形，水平地安装在机架上。刀盘是一个铸钢辐轮。飞刀呈偏心圆弧形，安装在刀盘的弧形辐轮上（图 1-18）。飞刀由钢板制成，刀刃角以 20°～22°为宜，刀刃制造可用高速工具钢焊接在 Q235 钢板上，或由低碳钢经表面渗碳而成。

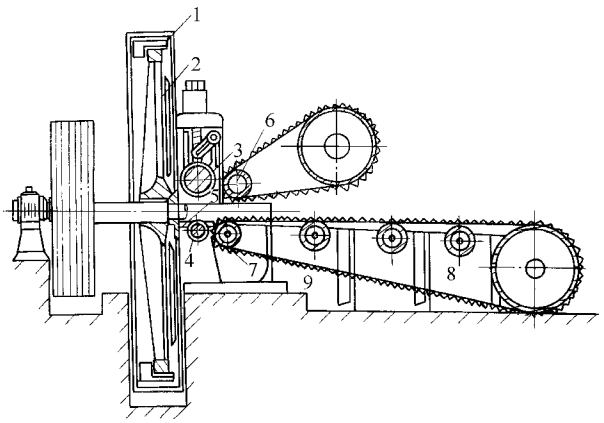


图 1-17　切苇机

1—刀盘　2—飞刀　3—上压辊　4—下压辊　5—底刀
6—上链辊　7—下链辊　8—上链带　9—下链带

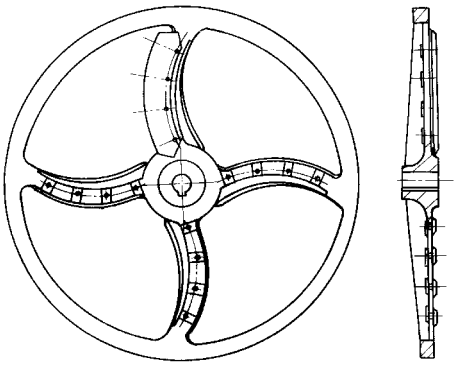


图 1-18　盘式切苇机刀盘

切苇时，刀盘上的飞刀从靠近刀盘中心一端开始切削原苇，然后再沿刀盘的径向连续向外切削，着力点随着刀盘回转而径向移动。同直刀刃比较，弧形刀的瞬时工作刀刃长度较短，切削时间延长了，工作平稳，效率较高。

国产切苇机主要技术特征见表 1-10。

表 1-10　　国产切苇机主要技术特征

项　　目	ZCQ_{11}	ZCQ_{12}
生产能力/(t/h)	14	25～30
刀盘直径/mm	2200	2400
飞刀数	4	5
切料长度/mm	24.4	20
电机功率/kW	75＋11	130＋15

（二）切苇机的使用与维护

（1）飞刀与底刀要保持刀口锋利。一般情况，飞刀切料 10～15t 换一次刀，底刀切料

100～150t 换一次刀。飞刀和底刀间的距离应控制在 0.5mm 左右。

（2）切苇送料应均匀连续，喂料速度（即压辊线速）要与飞刀盘转速相配合，否则影响苇片长度。

喂料速度＝飞刀盘转速×飞刀数目×苇片长度。

（3）链带速度应与喂料速度相配合。一般情况，上链带速度应比下链带速度快，这样，上、下链带之间的原苇，其上层比下层前进的速度快些，当其接触到上，下压辊时，也就易于进入上、下压辊之间。上、下压辊的速度又应比上、下链带的速度快些，这样，也可消除原苇在链带与压辊之间阻滞不前的现象。同时，由于拉得紧，切料的合格率可以提高。

（4）胶带输送机的速度也应与链带速度相配合。胶带输送机的速度不宜超过上链速度，也不宜超过下链速度太多（一般快 1～1.5m/min），否则胶带输送机上的原苇会被顶斜，结果影响苇片合格率。

三、切　竹　机

切竹机按机械结构可分为：①切削刀装在刀盘上的刀盘式切竹机，其中又按刀盘相对于水平面的安装角度分为与水平面成垂直安装的直刀盘式切竹机和与水平面成倾角的斜刀盘式切竹机。②切削刀装在空心转鼓上的鼓式切竹机，其结构与用于木材的鼓式削片机结构相同。③切削刀装在实心刀辊上的刀辊式切竹机。

对未经处理的大原竹多选用刀盘式切竹机，也可选用鼓式切竹机；由原竹劈开的长条竹片及小径竹、杂竹时，可选用刀辊式切竹机，生产规模较大时，可选用盘式或鼓式切竹机。

（一）直刀盘式切竹机

这种切竹机是由普通原木削片机发展而成，在国内大中型竹浆厂中被广泛采用。但由于竹子的直径小，不能形成刀盘上有两把刀同时切入的连续切削，故难以产生足够的切削牵引力，必须采用强制喂料方式。其强制喂料机构可采用齿辊式或链板式。刀盘端面上按辐射状安装 5 把飞刀，切成的竹片沿着刀口下面的长缝从刀盘背面排出。削出的竹片没有斜的切口。切断长度可由刀盘转速与喂料速度调节，一般竹片长度为 10～25mm。

齿辊式强制喂料机构设有三根喂料齿辊，下喂料辊固定在机架上。其正上方装置有较大直径的上喂料辊。此对喂料辊有夹持竹子强制进给和轧裂原竹的作用。第三根喂料辊设置在底刀前方，能压紧竹子保持进给均匀以保证切削竹片的质量。两根上喂料辊的两端轴承均固定在轴架臂上，而后者则铰接在传动过桥轴上，使两个上喂料辊可随料层高度变化而浮动，在机架两侧与轴架臂上装有加压弹簧使上喂料辊压紧竹子。

链板式强制喂料机构是新近的改进型式。其结构同前述的切苇机喂料机构相似，可用于喂送成捆的细竹、杂竹等原料。

在使用维护方面应注意：①在进料输送机上需装置金属探测仪；②喂料时，将原竹铺开，且厚薄均匀，应前后交错，连续进料；③飞、底刀间隙控制在 2～3mm；④轴承允许温升在 50～60℃ 范围内。

（二）刀辊式切竹机

这种切竹机主要用于小直径竹子。当切削大径竹子时，需配套辅机——压竹机压溃后再切削。刀辊式切竹机有两对喂料辊；第一对起压裂竹子的作用，第二对起压紧传递作用。刀辊结构与刀辊式切草机相似，三把飞刀与轴线成倾角安装。刀辊上方有罩，切竹时产生的尘埃由罩内负压吸走送到除尘净化系统去。

在使用维护方面应注意：①毛竹及直径较大的竹子均需先经压竹机压溃后再切削；②经过压溃或劈开的竹片，其料层厚度要严格控制，不超过 80mm；未经压溃的小竹子料层厚度不超过 120mm；③竹子或竹片应首尾相接均匀喂料，以减少料头，提高竹片合格率；④原料水分以不超过 15%为宜；⑤飞、底刀刀刃应全线吻合，依据竹料品种调节间隙，一般为 0.05mm。⑥底刀板应低于下喂料辊面，以利于进料。

国产切竹机主要技术特征见表 1-11。

表 1-11　　国产切竹机主要技术特征

项　　目	ZMX_{13}	ZMX_{21}	ZMX_{22}
名　　称	ϕ2500 刀盘式切竹机	刀辊式切竹机	刀辊式切竹机
适应原料品种	毛竹、也可切竹片杂竹	ϕ150mm 以下原竹、竹片、小杂竹等	ϕ150mm 以下原竹、竹片、小杂竹等
生产能力/(t/h)	7～10（水分 20%）	2～3（绝干）	5～7（水分 20%）
切断长度/mm	24～25	17.8	25
飞刀数	5	3	3
电动机功率/kW	115+7.5	45	55+7.5

第六节　非木材原料的筛选除尘设备

一、草片筛选除尘设备

切断后的草类原料中含有草叶、草鞘、穗、尘土、泥砂、稻谷、麦粒等杂质，须经筛选、除尘等净化处理将其分离除去，以降低药品消耗，提高成浆质量。目前国内使用的有辊式除尘机和双锥草片除尘机。

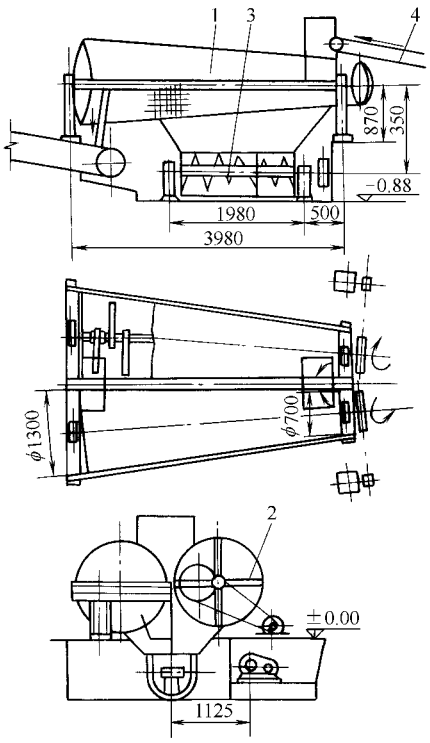


图 1-19　双锥草片除尘机（并联）

1—筛鼓　2—轴辊　3—螺旋输送机　4—胶带输送机

（一）辊式除尘机

辊式除尘机又称羊角筛，它往往多台串联使用。其转鼓上固定有锥形短棒，转动时把弧形筛板上的草片打散翻动，并使重物如沙尘、谷料等通过筛板落下。这种设备筛分除尘效率低，筛孔易堵塞。

（二）双锥草片除尘机

双锥草片除尘机是在转鼓转动筛、锥形筛的基础上发展起来的新型草片筛。两锥形筛鼓可并联，亦可串联使用。

图 1-19 所示为并联式的双锥草片除尘机，在其壳体内设有两固定锥形带孔筛筒，在水平方向上大小头同向地平行排列。筛筒中心有轴，轴上装有叶片，草片从筛筒小头处加入，在筒内被翻动推进，重杂质等通过筛筒落下，干净的草片从筛筒大头排出。

串联式的双锥草片除尘机的两筛筒则大小头相对并列，其中的转轴上装有锥形转鼓，转鼓表面按螺旋线焊有螺旋片和叶片。固定筛筒下面设有杂质输送螺

旋。草片从进料筛筒的小头加入，锥形转鼓上的螺旋片推动草片前进，叶片同时搅动使草片局部扬起。因草片和谷物、泥砂的相对密度不同，且下落时有速度差，即相对密度大的杂质比草片先落下，并通过筛孔由螺旋输送器送出。叶片在旋转中产生一定风压推动草片前进，有风选效应。草片到达筛筒大头时由通道过渡到出料筛筒的小端，再次筛选。为防止堵塞，出料筛筒内的锥形转鼓转速较进料的高，净化后的草片从出料筛筒大头排出。

双锥草片除尘机具有结构简单，制造容易，安装、操作方便，适应性广，除尘效果好，草片损失少等优点。国产双锥草片除尘机主要技术特征见表 1-12。

表 1-12　　双锥草片除尘机主要技术特征

型　　号	ZCC_{21}（串联）	ZCC_{22}（串联）
生产能力/(t/h)	5	8
转鼓直径/mm	ϕ250/ϕ850×2450	ϕ320/ϕ960×2500
转鼓上螺旋片外径×长度/mm	ϕ700/ϕ1300×2450	ϕ790/ϕ1230×2500
筛板孔径/mm	ϕ8、ϕ7、ϕ6 三段排列	同左
主电机/kW	15	18.5
出杂螺旋电机/kW	3	

在使用维护方面注意：①转鼓上螺旋片顶端与筛板间的距离要适当。过大影响筛选效率，过小草片损失大，且不安全，一般为 20～50mm。②原料水分不能过大。过大容易造成堵塞，并影响除尘效果。一般在 20% 以下。③抽风机风压大小对除尘效率和谷粒回收作用影响很大。一般控制在 294～392Pa。

（三）净化系统及其设备

稻麦草在切断及筛选过程中产生大量杂质和尘埃要经除尘系统的处理后排入大气。除尘系统要处理从筛选设备下部排出的砂石、谷粒、草节等相对密度较大的杂质，即重灰系统和处理含尘气体的轻灰系统。重灰经重力式谷粒回收器分离出谷物、砂石后，气流经旋风分离器一次除尘后，再入水膜除尘器净化，最后排入大气。轻灰经沉降室一级除尘后再入水膜除尘器净化，然后排入大气。因此，该系统的主要设备有：重力沉降式谷粒分离器、水膜除尘器、旋风除尘器及袋式除尘器等。

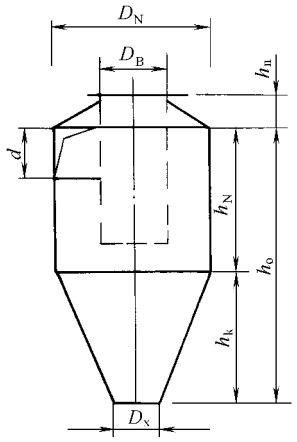


图 1-20　苇片旋风分离器的尺寸

入口管径 d　入口方孔 $1.17d\times1.17d$　上锥体高 $h_n=0.3d$　内圆筒直径 $D_B=3.5d$　外圆筒直径 $D_N=5d$　外圆筒高 $h_N=5.1d$　下锥体高 $h_k=5d$　排出口 $D_X=1.5d$

$h_0=h_k+h_N$

二、苇片筛选除尘设备

芦苇适合于造纸的部分主要是苇秆，而从切苇机出来的苇片，夹杂有苇膜、苇鞘、苇穗、苇末和尘土等，这些杂质均对蒸煮过程和纸浆质量产生不良影响。因此，必须在切苇后加以筛选与除尘。

目前苇片干法备料流程中使用的设备，多为旋风分离器、圆筛与苇片风选除尘机三者串联使用；如仅使用前一项或二项时则除尘效果较差。

（一）苇片旋风分离器

苇片旋风分离器主要用于分离苇片、重于苇片的物料和苇膜等轻杂质，使后者从内筒中心管排出到集尘室或水膜除尘器作净化处理。由于芦苇品种质量及相对密度等的差别，选用旋风分离器的尺寸也不相同。其尺寸可按气流入口速度 $v=20\sim25$m/s，及输送苇片的气流量 $q_m=$

0.9～1m³／s 为主要依据来决定入口管的直径，再按图 1-20 选定其他尺寸。

（二）苇片圆筛

苇片圆筛按传动方式分为托轮式和芯轴式，按筛的形状分为圆柱形和圆锥形。国产苇片圆筛主要有两种：ZCS_1 型苇片圆筛及 ZCS_2 型苇片圆筛。

国产苇片圆筛主要技术特征表 1-13。

表 1-13　　苇片圆筛主要技术特征

项　　目	ZCS_1	ZCS_2
生产能力／(t／h)	14	20～30
筛鼓规格／mm	φ1800×4250	φ1760／φ1260×3800
传动方式／mm	芯轴	托轮
前筛孔尺寸／mm	15×1.5	φ6～φ8
后筛孔直径／mm	φ3	φ3～φ4
动力／kW	7.5	5.5

（三）风选机

风选机主要用以除去苇穗、苇叶和苇末，是用风力吹扬物料来分离杂质的除尘设备。目前多采用百叶式苇片风选除尘机。

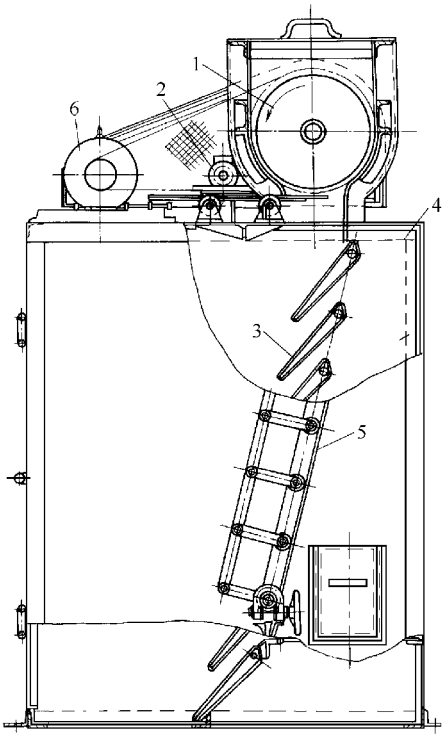


图 1-21　百叶式苇片风选除尘机

1—加料螺旋　2—进料调节装置　3—百叶导流片　4—机壳　5—叶片角度调节杆　6—电动机

百叶式苇片风选除尘机是在负压操作条件下工作的一种除尘设备。其原理是利用苇片各组分相对密度、形状和受风面积的不同，因而其临界速度不同和风力输送速度各异的原理，达到风选净化的目的，如图 1-21 所示。

国产百叶式苇片风选除尘机主要技术特征见表 1-14。

表 1-14　百叶式苇片风选除尘机主要技术特征

生产能力／(t／h)	14
百叶间吸尘风速／(m／s)	4～5
百叶斜面与水平夹角	50°
百叶数	3 片
给料螺旋直径／mm	400
动力／kW	3
除尘机配套风机风量／(m³／h)	24300
风压／Pa	1300

三、竹片筛选设备

竹片要求长度一般为 10～25mm，竹片筛用于筛分切竹机切出的竹片，除去其中的大片，竹头、碎屑等。目前应用较多的是圆筒式竹片筛。

双层圆筒式竹片筛设有双层转动的圆筒形筛鼓，竹片在筛鼓内前进，通过两层大小不同的筛孔分离出大片和竹屑。

双层圆筒式竹片筛的筛筒是倾斜安装的，两筒的外缘上都有 6 档内外角钢圈，而在主轴上穿有 6 档各有 4 条辐条的毂圈。内外筛网就固定在内外角钢圈上。上下两半壳体围绕筛筒，设有进料口及大片、合格片、竹屑三个出口。竹片由进料口送入内筛筒，合格片及竹屑通过筛孔落入外层筛筒上，大片留在内层筛筒，由其下端出料口排出。竹屑通过外层筛孔排出，由壳体下部所附的两锥形斗排出；合格片留在外层筛筒里面从下端出料口排出。

国产双层圆筒式竹片筛是国内常用的竹片筛，其主要技术特征见表 1-15。

表 1-15　　双层圆筒式竹片筛主要技术特征

生产能力(竹片虚积)/(m^3/h)	60	内筛筒规格/mm	ϕ1536×5000
筛筒转速/(r/min)	13.2	动力/kW	10
外筛筒规格/mm	ϕ2225×5000		

四、甘蔗渣备料除髓设备

作为糖厂副产品的蔗渣，是造纸工业的重要原料来源。由于蔗渣中含有 30% 的蔗髓，就必须在备料过程中把蔗髓尽量除去。

除髓有干法、半湿法和湿法三种。

干法除髓一般在蔗渣含水分 20% 左右时进行，蔗渣除髓率可达 20%～30%。半湿法除髓是用糖厂来的新鲜蔗渣在水分 50%左右的条件下进行。此法一般在糖厂进行，除髓率最高可达 25%。目前国内大部分工厂采用二级除髓，即第一级在糖厂用半湿法，第二级在纸厂用干法，除髓率第一级为 25%，第二级为 16%～18%，总除髓率在 36%以上。干法除髓流程见图 1-22。

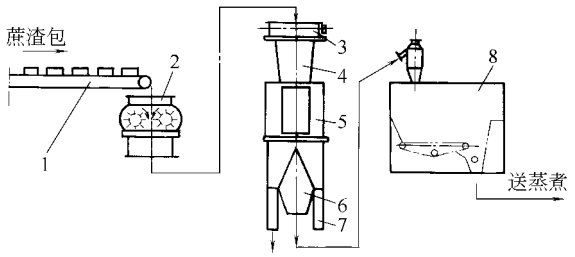


图 1-22　蔗渣干法除髓生产流程

1—带式输送机　2—开包机　3—蔗渣松散计量机　4—进料斗　5—立式除髓机　6—合格蔗渣出料口　7—蔗渣出料口　8—料仓

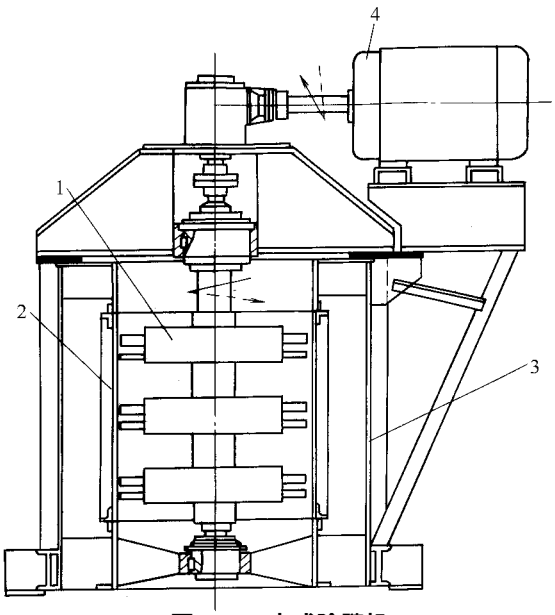


图 1-23　立式除髓机

1—转子　2—筛板　3—机体　4—传动机构

除髓机如图 1-23 所示，除髓机中心高速旋转的立轴上下装有三组转子，转子上有多排按螺旋线排列的飞锤，其外围筛板分区加工成不同尺寸的筛孔。蔗渣刚落入除髓机时，纤维束是无定向的，在高速旋转的转子所产生的离心力以及重力的共同作用下，纤维束成直立定向排列，并沿螺旋线盘旋而下，通过转子和筛鼓之间的净化处理区。由于筛鼓是固定的，转子一方面推动纤维束沿螺旋线前进，同时还使纤维束本身自转，互相揉搓，直致松散开来，这样髓便同纤维分离，并通过筛孔排出。纤维则因呈直立定向排列，通不过筛孔，在筛鼓内部收集下来，达到除髓的目的。

立式结构使筛板得到充分的利用。蔗渣靠自身的重力，进出料很顺畅。蔗渣在

除髓机内停留间很短，不至于受到飞锤的反复锤磨，从而大大地减轻了纤维的损伤。同时，也克服了锤式除髓机容易堵塞的现象。国产立式除髓机组主要技术特征见表 1-16。

表 1-16　　立式除髓机组主要技术特征

项　　目	ZCC_{13}	H_{2117}	H_{2119}
设备名称	ϕ1150 立式除髓机	ϕ1150 新型立式除髓机	ϕ950 立式除髓机
生产能力/(t/d)(绝干)	250～300	250～300	11～14
蔗渣松散计量机：			
辊轴转数/(r/min)	10～14	10～14	11～14
动力/kW	4	4	4
立式除髓机：			
筛鼓规格/mm	ϕ1165×1200	ϕ1165×1280	ϕ974×900
筛孔/mm	ϕ3～ϕ4.5	ϕ4～ϕ5	ϕ4，ϕ4.5
除髓率/%	20～30	25～30	20～30
动力/kW	180	200	115

五、棉秆备料除尘设备

棉秆的备料主要包括干切、筛选除杂、湿法洗净三个主要程序：

进料胶带输送机→棉秆切断破碎联合机→棉秆筛→袋式除尘器→皮带输送机→水洗机→斜螺旋脱水机→送蒸煮

（一）棉秆切断破碎联合机

棉秆切断破碎联合机是一台具有将整株棉秆切断成棉秆片和将直径过大的棉秆片搓裂破碎功能的设备。如图 1-24 所示，该机由喂料装置和切断破碎部分组成。喂料装置包括有三对由液压机构控制的喂料辊，上面三根喂料辊可以随送来的棉秆层厚度变化而上下浮动，并由液压系统保持上喂料辊对棉秆的恒定压力。三对喂料辊所形成的喂料空间距离为 250mm，当料层增厚，上辊面绕支点抬高时，距离增加到 360mm。该距离超过了一般切草机喂料口高度和切苇机的进料链带开启高度。这是为了适应蓬松的棉秆难以进料所采取的一个措施。而切削部分采用了较大切削能力的鼓形刀辊，切断质量比切草机有较大提高。该机对棉秆的破碎是利用刀辊部分的转动带动棉秆，依靠底板上的两把副底刀对棉秆施以剪力，将切断后的粗大棉秆破碎。另外，还增设了装在刀辊与底板上的破碎齿板，也同样起到破碎作用。破碎后的棉秆片通过筛板落到设备下方，由胶带输送机送入棉秆筛。该机主要技术特征见表1-17。

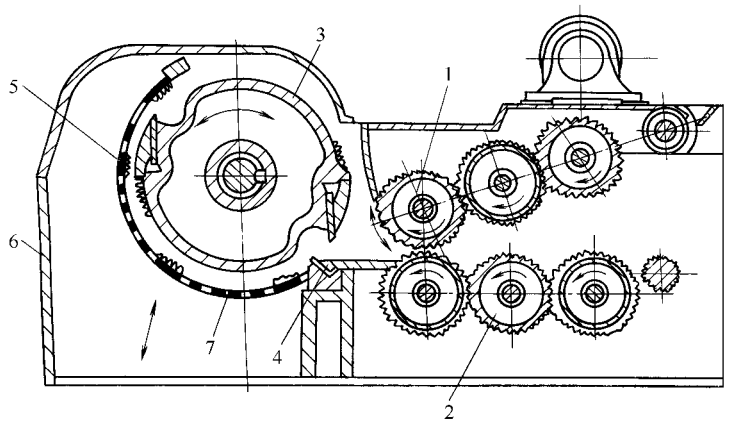


图 1-24　棉秆切断破碎联合机

1—上喂料辊组　2—下喂料辊组　3—装 2 把飞刀的刀辊　4—底刀盒　5—破碎装置　6—机座　7—筛板

表 1-17　　棉秆切断破碎联合机主要技术特征

生产能力/(t/h)	6～8（风干原棉秆）	进料口尺寸（高×宽）/mm	（50～360）×680
切断长度/mm	＜50	筛孔直径/mm	ϕ60
棉秆片厚度/mm	＜10	动力/kW	刀辊 100，喂料 8
刀刃回转直径/mm	800		

在使用维护上应注意：①被切削的棉秆捆直径以 ϕ600mm 左右为宜；②紧固飞刀和底刀必须使用能准确表示力矩的测力扳手和增扭器，飞刀紧固螺栓的拧紧力矩为 490N·m；底刀紧固螺栓的拧紧力矩为 400N·m；③两片飞刀必须同时更换，两片刀刃磨削量应一致，以保证两把刀质量一致避免振动。飞、底刀磨刃后应利用随机提供的专用调整架调整刀的宽度，既方便又准确，装刀时不需再调整；④飞刀和底刀的紧固螺栓必须用制造厂提供的特别高强度螺栓，不得用普通紧固螺栓代替。

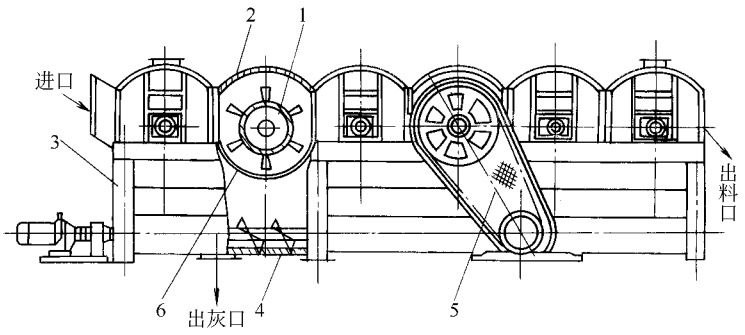


图 1-25　棉秆筛

1—齿辊　2—辊罩　3—机架　4—出料螺旋　5—传动装置　6—筛板

（二）棉秆筛

棉秆筛可将韧皮中的大部分固体粒状胶质以及秆芯部的髓从棉秆片中分离，并连同其他杂质筛除出去。如图 1-25 所示，6 个串联的圆柱形齿辊上装有锤状钢齿，对进入齿辊与筛板之间的棉秆片产生强力的摩擦、搓揉、打击、疏散作用，韧皮中的固体粒状胶质、棉秆芯中的髓、枝桠上残留的棉荚、料捆中的泥土、砂粒等杂质就同棉秆片分离，连同加工过程中产生的碎屑，均通过各辊下方的筛板孔进入出灰斗，由螺旋输送机排出机外。运行中扬起的轻质灰尘，由抽风机抽出送袋式除尘器处理。棉秆筛的主要技术特征见表 1-18。

表 1-18　　棉秆筛主要技术特征

生产能力/(t/h)	6～8(风干棉秆片)	动力/kW	17
齿辊直径/mm	ϕ750	附袋式除尘器型号	(LFS～85)反吹风双袋式
齿辊数	6		

（三）棉秆片水洗系统

棉秆片水洗系统由水洗机、斜螺旋脱水机、重物捕集器及水循环系统四部分组成（如图 1-26 所示）。其主要技术特征见表 1-19。

表 1-19　　棉秆片水洗系统主要技术特征

洗涤能力(虚积棉秆片)/(m^3/h)	50
总配用功率(包括循环水泵、水洗机)/kW	～30
水洗机	
容量/m^3	0～2
洗鼓直径/mm	ϕ1020
配用功率/kW	3
斜螺旋脱水机	
螺旋规格(直径×总长)/mm	ϕ685×4000
配用功率/kW	5.5
重物捕集器直径/mm	DN300 及 DN200
水循环系统	
锥形除砂器台数	2
锥形除砂器公称直径/mm	ϕ300

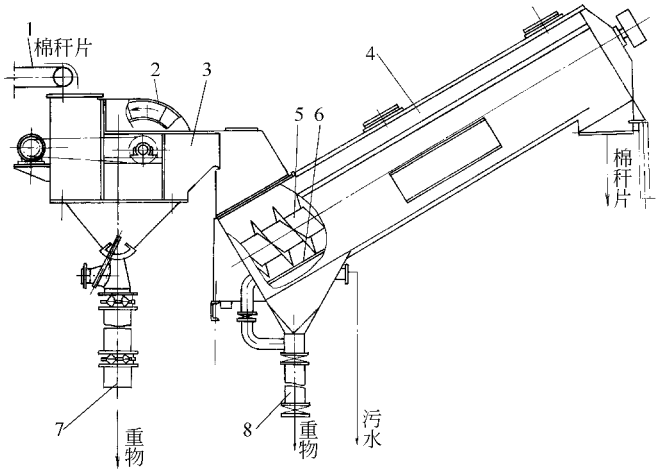


图 1-26　棉秆片水洗系统

1—进料胶带输送机　2—洗鼓　3—水洗机槽体　4—螺旋脱水机槽体
5—螺旋辊　6—滤板　7、8—重物捕集器

第七节　非木材原料的湿法备料设备

非木材原料的湿法备料是一种比较先进的工艺过程，能有效地除去原料中的杂物及有害成分，显著提高原料的质量，提高成浆和纸页的物理强度，降低蒸煮和漂白的药液消耗，减轻污染，便于洗漂和废液回收等。

一、稻麦草湿法备料设备

稻麦草湿法备料可分为：湿法、湿净化和干切、湿净化两种。湿法、湿净化就是利用特制的水力碎草机将整根草秆撕断撕裂并把草叶撕碎，然后把碎草片与泥砂等杂质分离，取得干净的湿草片送蒸煮使用。这种方法省去了切草、筛选等过程及避免了由此带来的飞尘污染环境。干切、湿净化是切草和干法除尘后的草片用特制水力碎草机将草叶撕碎并洗去之，湿草片经脱水、挤干后送蒸煮使用。这种方法已在埃及、斯里兰卡等国采用。主要是由德国的 BKMI 公司为这些国家进行设计的。我国在 20 世纪 70 年代也曾研制试验过，取得了一定成果。目前趋于采用湿法、湿净化方法。

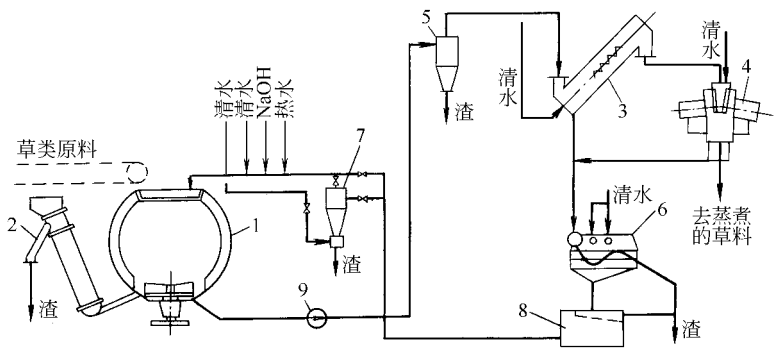


图 1-27　稻麦草湿法备料流程

1—水力碎草机　2—刮板输送机　3—斜螺旋脱水机　4—双锥盘脱水机
5—重物收集器　6—曲筛　7—除渣器　8—回水池　9—泵

图 1-27 为国内从瑞典 Sunds Defibrator 公司引进的 NACO 法湿切、湿净化的生产流程。整捆草料投入水力碎草机中，利用转子的旋转冲击及与底部磨板的磨削和剪切

作用，将整根草秆疏解裂断并把草叶撕碎。撕碎的草料连同水一起经过筛板从碎草机底部泵送至斜螺旋脱水机脱水，然后再经过双锥盘压榨机进一步挤压脱水，最后干度达 20％～25％。碎草机顶上有一台除绳装置，底下有一杂物捕集器，石头、铁器等较粗杂物留在筛板上进入杂物捕集器由出渣口的刮板输送机排出，而一些细小泥砂则在螺旋脱水机里同草片分离。挤压出来的污水经过净化除杂后循环使用。这种湿切、湿净化备料的优点是净化干净彻底，能将草片撕裂，除去部分硅及其他水溶性物质，对随后工段带来好处。但该法的主要缺点是水电消耗高。

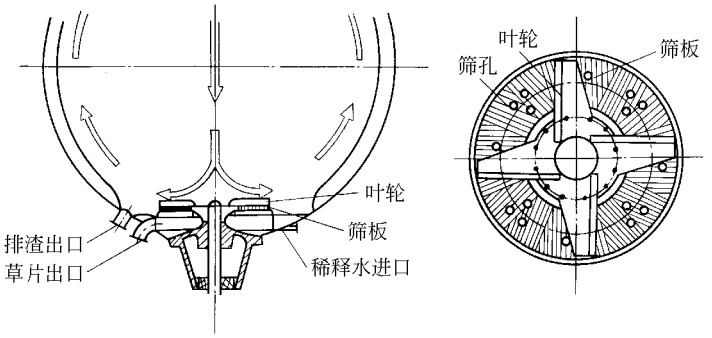


图 1-28　水力碎草机

（一）水力碎草机

水力碎草机如图 1-28 所示，是由球形壳体和叶轮等组成。壳体上部为球体，下部为锥体，设有放浆管、排水管、冲洗水管及排渣孔等；底部是开有 ϕ15mm 散孔的筛板，并设置耐磨齿板；底部中心是叶轮主轴轴承座，不锈钢叶轮用螺栓固定在主轴上端的盘上。叶轮与筛板的间距 4～6mm。叶轮转动的离心力及球形壳体能产生剧烈的上、下对流搅拌，使草料得到充分的洗涤和脱蜡。叶轮的机械作用力将草料撕成碎片，随后水力作用使碎解的草料层之间有速度差，产生内部摩擦，使草料进一步疏解。

（二）斜螺旋脱水机

螺旋脱水机呈 25°倾斜安装。倾斜壳体内有一螺旋，其中心轴设有洗涤水喷嘴，螺旋之外为一形为∪状的滤板，滤孔直径为 ϕ2.8mm。草料从脱水机底端送入，在向上输送的过程中被滤板脱水。草料中的泥砂、尘埃及被碎解的草叶、草穗、杂草的碎屑，也都随着废水穿过筛板排出，因而草片得到较好的清洗和净化。

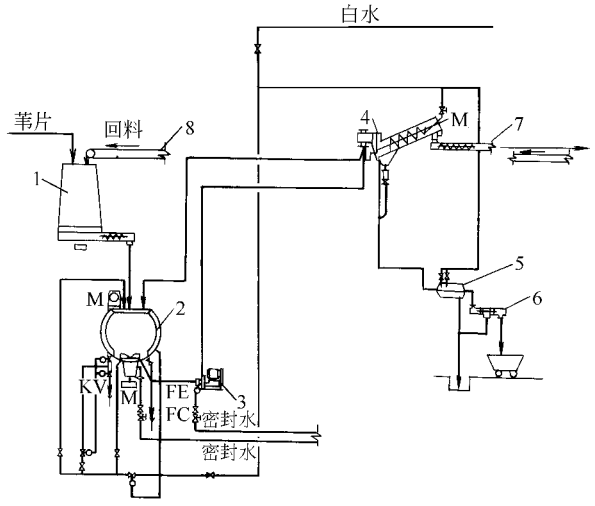


图 1-29　芦苇湿法备料生产流程

1—料仓　2—洗涤器　3—苇片泵　4—斜螺旋脱水机　5—振动筛　6—压榨螺旋　7—螺旋输送机　8—带式输送机

（三）双锥盘压榨机

它有两个各自倾斜安装而表面开孔的锥形圆盘，分别由液压机驱动旋转。湿草料从两锥盘距离较大的上方加入，随两盘旋转间距缩小而压榨脱水，同时加入清水洗涤草料。在两盘距较小的出口处有卸料齿辊，将压榨脱水后的草料剥落。

二、芦苇（芒秆）湿法备料设备

芦苇湿法备料多采用干切、湿净化方案，其生产流程如图 1-29 所示。

料仓下的调速螺旋输送机把苇片送进球形的苇片洗涤器。其底部的旋转叶轮使苇片同 20～50℃ 的循环水混合（有时还

加少量 NaOH 溶液），成为浓度 6％的悬浮液，进行疏解和洗涤，然后由苇片泵输送到斜螺旋脱水机。砂石、铁屑等重杂质在洗涤器底部由一对定时控制系统组成的排渣装置排出。斜螺旋脱水机的结构和稻麦草湿法备料中的斜螺旋脱水机类似。洗涤后的 20％浓度的苇片直接送去蒸煮。排出的洗涤水与杂质送振框平筛脱水分离，污水通过锥形除砂器净化后循环使用。

三、蔗渣湿法备料设备

用干法除髓后的蔗渣仍残留一定量蔗髓，这些蔗髓难以再用干法除髓技术去除，而且被除去的蔗髓中也含有一定量纤维。另外，在糖厂用半干法除髓后仍含有残留的糖和可溶性物质及硅等机械方法无法除去的杂质，故要完全净化必须将蔗渣稀释处于悬浮状态下进行湿法除髓。下面介绍几种国内外有代表性的湿法除髓工艺。

（一）PEADCO 湿法除髓

此法是美国 PEADCO 公司在 20 世纪 70 年代后期研制成功的，并用于秘鲁、哥伦比亚和巴西等国的多家纸厂蔗渣制浆系统中，此法也可用于竹子等原料的除杂净化。其生产流程如下：

蔗渣→输送机→针轮式喂料器→半湿法除髓机→洗涤脱水机→湿法除髓机→送蒸煮

PEADCO 湿法除髓系统主要包括针轮式喂料器、U 形洗涤脱水机和立式除髓机。松散蔗渣或经半湿法除髓后的蔗渣经针轮式喂料器计量后送进 U 形洗涤脱水机进行浮选洗涤，去除大块的石头、铁器及部分泥砂，经洗涤后的蔗渣进入该机的脱水区脱水，脱水后的干度约为 10％～12％，随后再经过立式湿法除髓机进行湿法除髓，进一步去除残髓、残糖及可溶物，并纵向疏解纤维束。经过除髓洗涤处理的蔗渣干度可达 20％左右。

洗涤脱水机是一个双沟道的水槽，每条沟道内装有 4～5 个梳状搅拌辊。梳状搅拌辊就是在辊轴上装有成排的弧形扒爪的辊子。在出口沟道中的搅拌辊扒爪上，有轴向的连接板，形成拨动流体混合物流动的辊筒。有 4 台电动机分别驱动，蔗渣通过漂洗和搅拌后有效地除去了石块、泥砂等杂物，大部分水在机内循环使用，砂石经收集器按控制程序自动排放。

立式除髓机，在结构原理上与上节所介绍的立式除髓机基本相同。可用于半湿法及湿法除髓，通过改变转速及筛鼓的筛孔大小及开孔率，基本可以满足各种除髓率的要求。该机也可用于竹丝湿法备料，能有效除去硅、灰尘和光滑的蜡状表皮，并疏解纤维束，使原料更适于制造高质量的纸浆。该机旋转部分可整体更换，设备维修方便。

（二）ATCHISON 湿法除髓

ATCHISON 湿法除髓系统流程见图 1-30。

松散蔗渣或蔗渣包投入水力碎解机中用热水稀释，并进行疏散，使蔗髓与纤维分离。然后泵送至调节分配箱，锥形除砂器在物料泵与分配箱之间，用于分离砂子等小颗粒重物。带溢流口的分配箱，将物料均匀分配给后面的脱水机或除髓机，溢流物料则回水力碎解机。鼓式或螺旋式，也可以是振动筛式脱水机，将物料干度从 2.5％～3％提高至 10％～12％，立式除髓机，根据工艺要求除去残留在蔗渣里蔗髓，并将蔗渣干度提高至 18％～20％左右。

据报道，ATCHISON 湿法除髓系统已在埃及、阿根廷、泰国、印度、菲律宾和台湾等地的众多厂家使用，除髓净化效果好，既可用于湿蔗渣、也可用于干蔗渣，更适于较脏的蔗渣，不足之处是动力消耗较高。

（三）国产蔗渣湿法除髓系统

天津轻工业机械厂设计的蔗渣湿法除髓系统有半湿法除髓-干法贮存蔗渣和半湿法除髓-

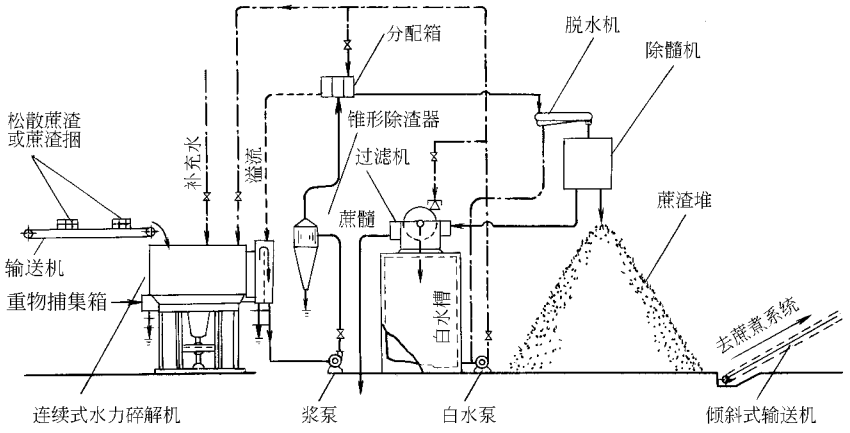


图 1-30　ATCHISON 湿法除髓系统流程

湿法贮存蔗渣两种，图 1-31 为适用于半湿法除髓-干法贮存蔗渣的湿法除髓系统流程。

松散干蔗渣从料仓经初步计量后通过皮带输送机送入水力碎解机，蔗渣在水力碎解机中的浓度在 2%～4%之间。经水力碎解机碎解的蔗渣被物料泵抽送到倾斜式螺旋脱水机脱水，蔗渣脱水后干度可达 10%～12%左右，最后送立式除髓机组除髓。蔗渣除髓后干度为 18%～20%左右。整个湿法除髓过程中物料输送是一个连续均衡过程，配有连锁控制，操作自动化程度比较高，该系统还包括较为完善的污水处理回用装置，以尽量降低清水补充量。

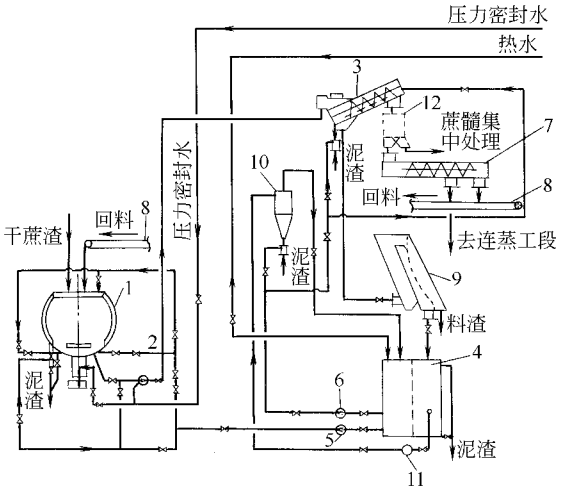


图 1-31　适用于半湿法除髓-干法贮存蔗渣的湿法除髓系统流程

1—水力碎解机　2—物料泵　3—螺旋脱水机　4—循环水槽　5—供水泵　6—冲洗泵　7—回料螺旋　8—回料皮带　9—坡形筛　10—旋风除砂器　11—循环泵　12—立式除髓机

半湿法除髓-湿法贮存蔗渣的湿法除髓系统，由于经过半湿法充分除髓及湿法贮存的蔗渣比较干净，对湿法段的主要要求是净化，除髓只是起补充作用，因此，可以采用不带立式除髓机的湿法除髓系统。即蔗渣从湿法堆场通过输送机或输送泵送入水力碎解机松散疏解，然后用泵送入螺旋脱水机脱水。脱水机可以是一台，也可以是两台，取决于脱水效果能否满足连蒸系统螺旋喂料器的喂料要求。

四、竹子湿法备料设备

竹子湿法备料方法是美国 PEADCO 公司提出的，它主要由竹子撕裂、洗涤及湿法除髓等三个基本部分组成。其主要关键设备是将竹或已切好的竹片撕碎的机械，而后两部分的设备则同上面介绍的蔗渣 PEADCO 湿法除髓流程中所用设备相同。

国内开发的竹子撕裂机是属锤式破碎机类，它可以把约 2m 长的竹子或竹片撕碎成丝状或竹签状。竹子撕裂机一般同水平喂料装置组成机组，如图 1-32 所示；也可以在用于撕裂

竹片时用上喂料方式（见图 1-33）。其主轴上固定有多个钢板盘，在三根穿过钢板盘的销轴上装有三排锤头，组成转子，锤头之间、锤头与机架之间留有 10mm 以下的间隙。转子的下半周的撕筛部分分为两段。靠进料口一段为撕碎齿条，呈阶梯形排列，撕碎齿条的数量可根据撕碎要求调整。紧接着的另一段为筛条，筛条数可根据撕碎齿条数量变化而增减，筛缝为 22～24mm。竹子在机内受到高速回转的锤头冲击，并在锤头顶端与撕碎齿条的间隙中受到切断、撕碎。撕碎后的竹丝从筛缝中排出。

竹丝湿法备料在国外已在一些纸厂得到应用。巴西 LTAPAGA 纸厂就是一家多年应用

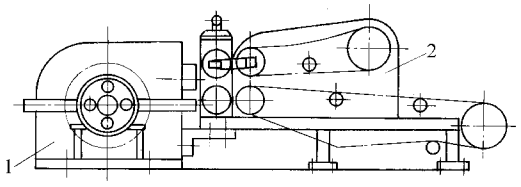


图 1-32　带水平喂料装置的竹子撕碎机
1—竹子撕碎机　2—水平喂料装置

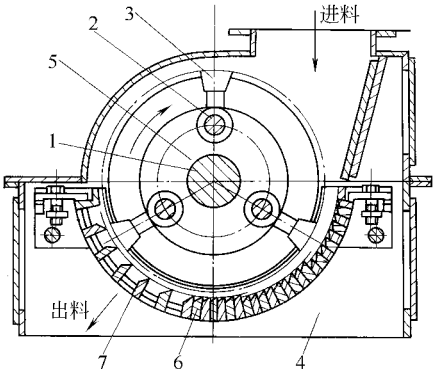


图 1-33　上喂料的竹子撕碎机
1—主轴　2—销轴　3—锤头　4—机架
5—钢板盘　6—撕碎齿条　7—筛条

PEADCO 技术的竹浆厂。根据该厂多年的生产实践表明：竹丝比未经撕裂的竹片直接蒸煮效果好，表现在蒸煮时间缩短，蒸煮碱耗降低，浆的质量提高，设备寿命延长等方面。但该备料方式也存在备料损失大，电耗量高的缺点。

参 考 文 献

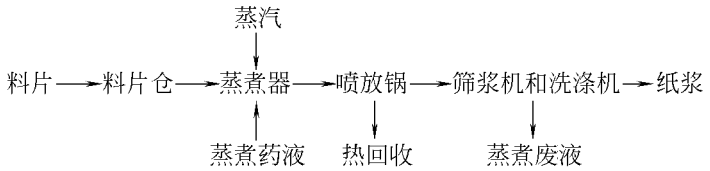
1　华南工学院、天津轻工业学院合编．制浆造纸机械与设备．上册．北京：轻工业出版社，1981
2　胡楠主编．轻工业技术装备手册．第 1 卷．北京：机械工业出版社，1995
3　潘福池主编．制浆造纸工艺基本理论与应用．上册．大连：大连理工大学出版社，1990
4　陈嘉翔主编．制浆原理与工程．北京：中国轻工业出版社，1990
5　窦正远主编．制浆工艺学．北京：中国轻工业出版社，1996
6　邝守敏主编．制浆工艺及设备．北京：中国轻工业出版社，2000
7　G·A·斯穆克著．曹邦威译，制浆造纸工程大全．北京：化学工业出版社，2001
8　黄石茂．伍健东编．制浆与废纸处理设备．北京：化学工业出版社，2002
9　徐继富．吉林造纸，1985（1）：36～40
10　吴远则等．轻工机械，1988（4）：12～16
11　邢益标．天津造纸，1992（1）：（2）40～45
12　沈序龙．农垦造纸，1991（2）：8～10
13　邢益标．中国造纸，1998（3）：24～28
14　周海东．中国造纸，1998（2）：24～28
15　邢益标．中国造纸，1997（4）：1～8

第二章　化学制浆设备

第一节　概　　述

一、化学制浆工艺流程与设备分类

化学制浆是指纤维原料在蒸煮设备中，同适量的化学药品（蒸煮药液）一起在适当的压力下被加热，且在一定时间内保温保压，使纤维原料中的木素大部分溶于药液中，纤维素得以离解成所需纸浆的全过程。其工艺流程如下所示：



由于化学制浆的方法很多，纤维原料品种各异，生产规模不一，所以化学制浆设备的结构与形式有多种多样。一般将化学制浆设备依照操作过程分为间歇式和连续式两大类。

间歇式化学制浆设备的主体设备为蒸球和蒸煮锅。蒸球为回转式，多用作中小纸厂碱法、硫酸盐法或中性盐法制浆的设备。蒸煮锅为立式固定设备，由于蒸煮药液腐蚀性及工艺特点不同，结构、形式及容积也各异，因而蒸煮锅又分为硫酸盐蒸煮锅和亚硫酸盐蒸煮锅。蒸煮锅容积一般较大，多用于大中型纸厂。

间歇式化学制浆设备除主体设备外，还需配备必要的附属设备，如循环泵、药液循环加热器、废热回收设备、喷放锅。

连续式化学制浆设备按主体蒸煮设备可分为塔式（或立式）连续蒸煮器，也称卡米尔（kamyr）连续蒸煮器；潘地亚（pandia）横管式及斜管式连续蒸煮器。塔式连续蒸煮器适用于大、中型木浆厂，在全球范围内使用最为普遍。我国制浆造纸工业所应用的化学制浆设备，除大型的塔式连续蒸煮器外，其他都有使用。

二、化学制浆设备的选型

化学制浆设备型式的选择主要根据投资、生产规模、纤维原料种类等。蒸煮器的容积和个数决定于生产规模、蒸煮器的型式、设备费用、全厂生产的综合平衡情况。

规模在 300t/d 以下的木浆生产最好选用大、中型间歇式蒸煮器，因为在 300t/d 以下，间歇蒸煮器的投资费用比连续蒸煮器低 13%～20%。木浆产量在 300t/d 以上，一般应选择连续蒸煮器。非木材纤维原料纸浆的生产一般选用连续蒸煮器。这主要是连续蒸煮的纸浆质量稳定，且产量系数［t/(m^3·d)］远大于间歇蒸煮。

（一）间歇式化学制浆设备的选择

对间歇式蒸煮器，按生产规模决定锅容。设生产规模为每小时粗浆产量 q（风干浆）kg/h，则蒸煮器的有效容积 V_e 为：

$$V_e = q/A \tag{2-1}$$

式中，A 为蒸煮锅 $1m^3$ 锅容 1h 粗浆产量［风干 kg/(m^3·h)］。它取决于每 m^3 蒸煮锅装料量、粗浆得率及间歇蒸煮的循环周期，可由下式计算：

$$A = \frac{\rho\beta}{90t} \tag{2-2}$$

式中 ρ ——单位容积装锅（球）量，kg 绝干原料/m^3，立式蒸煮锅单位容积装锅量见表 2-1

β ——原料蒸煮后粗浆得率，按绝干计，%

t ——间歇蒸煮锅蒸煮循环周期，h，由工艺规程规定，等于原料装锅、送液、升温、保温、放气、放锅等工序所用时间总和

90——纸浆绝干质量换算成风干质量的系数

表 2-1　　立式蒸煮锅单位容积装锅量

原料品种	装锅量/(kg 绝干/m^3)	原料品种	装锅量/(kg 绝干/m^3)
红松	150～190	芦苇	140
白松	150～190	蔗渣	100
马尾松	150～160	楠竹	180～200

将式（2-2）代入式（2-1）得：

$$V_e = \frac{90qt}{\beta\rho} \tag{2-3}$$

蒸煮锅装料时并不能完全装满，故实际容积 V_a 应为：

$$V_a = \frac{V_e}{\varphi} = \frac{90qt}{\rho\beta\varphi} \tag{2-4}$$

式中 φ ——充满系数，对间歇蒸煮锅通常取 0.8～0.9

蒸煮锅实际容积决定之后，蒸煮锅个数的选择，除要考虑保证生产均衡和生产调度方便外，还应尽量降低供汽、供水、供电高峰负荷。因此，选用每台蒸煮器的生产能力最好不超过全厂纸浆总产量的 1/2～1/3，一般以选用 2～3 台为宜。

（二）连续式化学制浆设备的选择

连续蒸煮器实际容积计算公式与式（2-4）相似，即：

$$V_a = \frac{90qt'}{\beta\rho\varphi'} \tag{2-5}$$

式中 t' ——原料通过连续蒸煮器的时间，h，包括浸渍、升温、保温等工序时间

φ' ——连续蒸煮器充满系数，其值随蒸煮锅空间位置、结构形式而异，直立连续蒸煮锅 φ' 取 0.9～0.95；横管式连续蒸煮器 φ' 取 0.5～0.75

其余含义同前。

连续蒸煮器的台数，对于单一浆种的企业，一般情况下根据生产规模选用一台连续蒸煮器。蒸煮管长度和直径根据蒸煮工艺和制造工艺来确定。设计时，可同时做出几种方案，从蒸煮工艺、制造工艺、经济性及维修各方面综合考虑，确定出合理的方案。

第二节　立式蒸煮锅

一、硫酸盐蒸煮锅

我国大、中型硫酸盐厂多采用固定立式蒸煮锅蒸煮木材、竹子、荻、苇等原料。立式蒸

煮锅的主要优点是：锅的容积大，产浆量大；劳动生产率高；与同容积的蒸球相比，占地面积小。缺点是：附属设备较多；构造复杂，制造要求高，设备投资费用大。

硫酸盐纸浆蒸煮循环周期较短，一般为 4～5h，如采用自动锅盖，全压喷放和蒸煮过程的自动控制，循环周期可缩短至 3～4h。所以，要使锅内迅速均匀升温，硫酸盐蒸煮锅锅容不宜过大。我国常用的锅容有 50、70、110m^3 三种规格，国外也有采用较大锅容的，如 125、160m^3。

硫酸盐蒸煮锅是用 20g 锅炉钢板压力成形后焊接而成的薄壁压力容器，它主要由锅体、锅盖、装锅器、喷放阀、药液循环加热装置及支座等组成。图 2-1 所示为 75m^3 硫酸盐蒸煮锅。

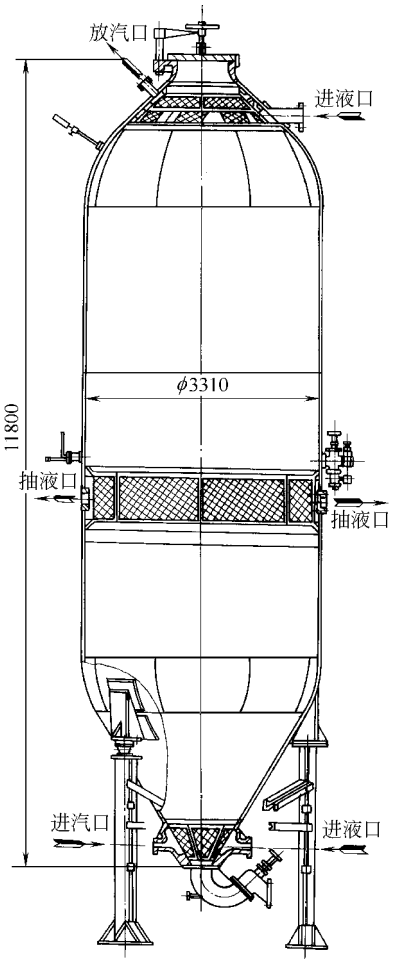


图 2-1　硫酸盐蒸煮锅

（一）锅体

锅体分上、中、下三部分：上部多为球形与锥形组合体，也有椭圆形的；中部为圆筒形；下部也为球形与锥形组合体。

蒸煮锅的高度、直径及上、下锥角的大小是蒸煮锅外形尺寸的重要指标。高度与直径的比值过大，会使一定锅容的蒸煮锅过高，增加厂房基建投资。而比值过小，则容易造成循环药液在整个锅截面上分布不匀，甚至形成串流，因而使锅内物料升温不均匀，最终使成浆质量不均匀，降低得率。通常硫酸盐蒸煮锅高度与直径之比在 3.3～4 之间。

蒸煮锅的上锥角一般取 90°左右，下锥角为 60°左右。上、下锥角大小对蒸煮锅装料、放浆、送液和通汽等操作均有一定的影响。如上锥角过大，则锅顶物料难以压实，降低装锅量；下锥角太大则容易使放料不完全，且直接通汽时，加热不均匀。反之，如上、下锥角过小，同样使锅高增大。上、下锥体同中部圆筒壳体之间的连接采用圆弧过渡，以减小或消除边缘应力。过渡部分母线曲率半径一般取等于或大于圆筒部分半径。

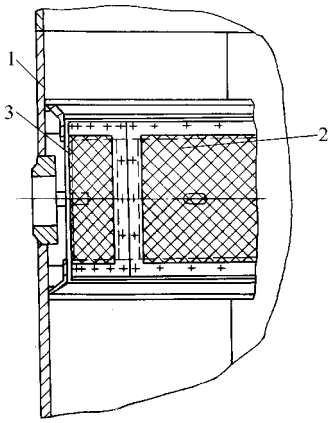


图 2-2　锅壳圆筒部滤网结构
1—锅壳　2—滤网　3—滤网架

目前硫酸盐蒸煮锅均采用焊接结构。锅壳强度尺寸可根据容器设计规范计算。由于蒸煮锅较高，计算锅壳厚度时，计算压力除考虑最高工作压力外，还须考虑各部位的液体压力。由于各部位计算压力不同，故各部分壁厚也不相同。不同厚度间的连接应平滑过渡，以降低边缘应力。

为将蒸煮药液从锅中抽出进行循环加热，在锅圆筒部或圆筒与下锥体之间过渡部分的直径两端设有对称的两个抽出药液接管，并在对应的内壁上装设环形滤网，用以抽液时阻止料片或浆料抽出。滤网在锅壳上的固定结构如图 2-2 所示。

锅壳内壁上焊有滤网架，滤网上下两端用两个短圆锥形圆孔罩板焊在锅壳上。滤网用螺钉或焊接方法固定在滤网架和罩板上。一般锅壳与滤网之间的距离取 120～150mm。滤网用 4～6mm 钢板制造，开孔为 ϕ3～ϕ8mm，最好为锥形孔，防止碎木屑或杂物堵塞网孔。为保证药液有充分的循环量，滤网的有效过滤面积应为循环管入口截面的 10 倍以上。

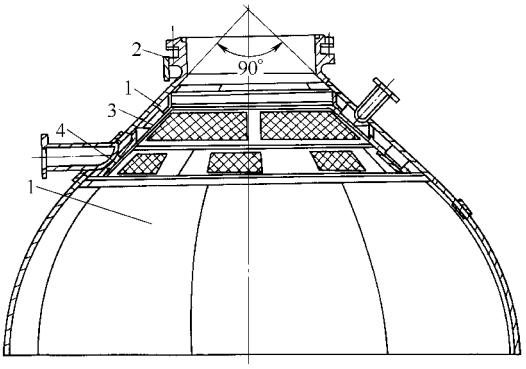


图 2-3　蒸煮锅上锥部

1—上锥壳　2—上锅颈　3—放汽滤网　4—送液滤网

锅壳上锥部内壁面装有两组锥形滤网，上面一组用于排汽（气）时防止锅内纤维物料被带出，下面一组滤网用于把循环加热系统送来的药液分布到蒸煮锅整个截面上。两组滤网也是用螺钉固定在焊接于壳壁上的滤网架上，如图 2-3 所示。

上锥体上端同上锅颈对接，纤维原料即由此装入锅内。上锅颈常为整体铸钢件，也有采用组合件，即锅颈圆筒部分为钢板焊接，而法兰为铸钢件。上锅颈直径通常为 700～800mm，视锅容、放汽滤网位置、锅盖形式等而定。

下锥部与下锅颈相连接，如图 2-4 所示。下锅颈也是整体铸钢件，其内表面有固定于滤网架上的滤网。下锅颈侧面有两根接管，其中一根较粗的接管用于送入循环加热系统加热后的药液，另一根用于送入蒸汽，升温时作为辅助加热之用。下锅颈下口连接放料弯管、放料阀及放料管路。下锅颈下口直径随放料弯管结构不同而异，但放料阀及放料管直径应根据浆料在 10～20min 排空来决定。通常放料管直径在 200～350mm 之间，视锅容而定。

（二）药液循环及加热系统

蒸煮锅按加热方式不同，可分为直接加热强制循环和间接加热强制循环两种。国内浆厂多采用间接加热强制循环，并辅以直接加热的方法。间接加热能保持稳定的液比，提高药液浓度，缩短蒸煮时间，并能使所得浆料质量均匀；同时蒸煮后黑液浓度较高，碱回收蒸汽耗量可降低。此外，装锅时可利用循环装置以压装法装锅。从而提高锅的产量。硫酸盐蒸煮锅常用的间接加热循环系统有两种型式：圆筒下部抽液循环系统和中部抽液循环系统。

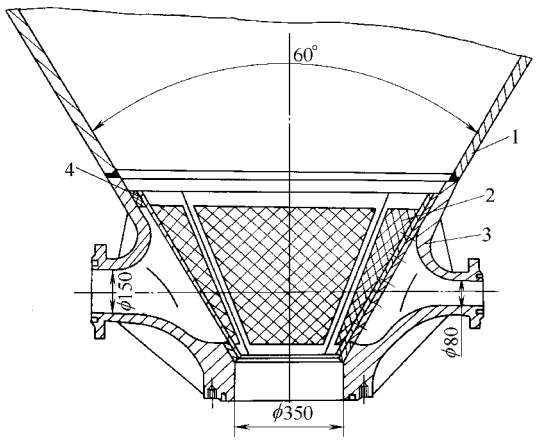


图 2-4　下锥部结构

1—下锥壳　2—滤网　3—下锅颈　4—滤网架

图 2-5 所示为下部抽液循环系统。整个循环系统由加热器、循环泵和循环管道组成。循环泵 2 将药液经装在锅下部过渡部分的环形抽液滤网 1 抽出，而后泵入加热器 3，用蒸汽间接加热，大部分（约 2/3）沿管子 4 送入锅顶部的喷洒头 5 喷出，其余部分沿管子 6 送入锅底部。这种循环方式使锅内药液强制循环方向与自然对流方向相反，药液混合较完善，且蒸煮锅上部温度高，而下部压力较大，彼此配合而使蒸煮均匀。缺点是抽液滤网装在锅下部，在蒸煮滤水性差的原料时，会造成蒸煮后期药液循环量减少，且易堵塞滤网和放料

困难。

图 2-6 为中部抽液循环系统。锅内药液用循环泵经锅内中部环形滤网由锅径两端的循环管抽出，送入加热器，以蒸汽间接加热，加热后药液大致分为相等两部分，一部分送入锅顶喷洒头喷出，另一部分送入锅底部。这种循环系统由于滤网位置较高，网孔不易堵塞，保证了循环泵在整个蒸煮升温期间满载运行；同时由于较大量药液送回锅底部，使下部浆料始终保持疏松状态，从而使各部物料升温均匀，且易放料。故目前多采用这种循环系统。

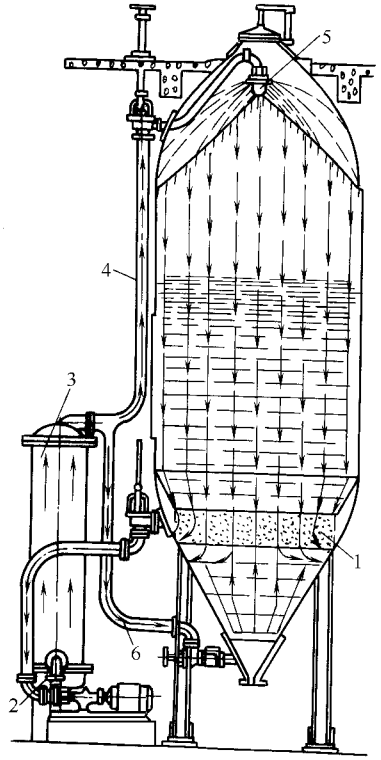


图 2-5　蒸煮锅圆筒下部抽液循环系统

1—滤网　2—循环泵　3—加热器

4、6—管子　5—喷洒头

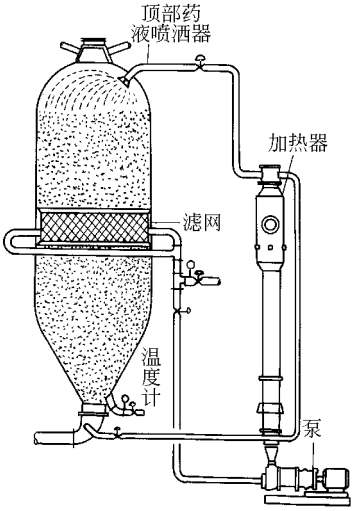


图 2-6　蒸煮锅圆筒中部抽液循环系统

循环泵是保证药液循环并使循环系统稳定运行的设备。循环泵一般采用双吸式离心泵，叶轮转速不高，扬程一般为 10～20m，因为所需压头仅用于克服循环管路和加热器阻力及不大的送液高度。泵的输送能力应能使锅内药液每小时循环 8～12 次。循环泵承受的压力略高于锅内压力，约为 0.9～1.2MPa，故材料、泵壳壁厚应按此条件确定。泵轴、叶轮及泵壳一般用耐热耐碱的不锈钢制造。泵轴一般用水冷填料函密封，也有采用双端面机械密封。为补偿管路由于温度反复变化而发生的伸缩，循环泵可装于弹性基础板上，或在循环管路上装设温度补偿装置。

强制循环加热系统所用加热器的加热面积，一般要求达到 $1m^3$ 锅容有 $0.7～0.9m^2$ 左右，如表 2-2 所示。目前国内生产的 $50m^3$、$75m^3$、$110m^3$ 的蒸煮锅，可分别配用 $40m^2$、$50m^2$、$90m^2$ 的加热器。常用的加热器有三种，即双程套管式、列管式加热器与 U 型管加热器。目前新型的蒸煮锅加热循环系统已开始采用板壳式加热器。

表 2-2　　硫酸盐浆蒸煮锅循环系统的配套装备

蒸煮锅容积/m^3	配用药液加热器面积/m^2	每 m^3 锅容配用的加热面积/m^2	配用药液循环泵*			蒸煮锅药液每小时循环次数（以每 1m^3 锅容用 0.6m^3 蒸煮液计算）
			型号	流量/(m^3/h)	扬程/m	
50	40	0.8	ZBY21	212	16	7
75	65	0.87	ZBY22	525	22.5	11.7
110	90	0.82	ZBY22	366	24.8	8
135	110	0.815	APP43-250①	525	22.5	8
				1260	26	15.6

* 该循环泵为芬兰 AHLSTROM 公司产品。

（三）锅盖

锅盖有多种形式。旧式蒸煮锅锅盖多采用平板盖或带折边的球盖。锅盖与锅颈法兰压紧面常用平压紧面或凹凸压紧面，用装在上锅颈周围的铰链螺栓扭紧。由于锅盖较重，且启闭频繁，故锅盖均吊装于支承在锅颈侧面的悬臂曲杆提升回转机构上。螺栓打开后，转动手轮可借固定于手轮轮毂上的螺母与悬吊锅盖的螺杆而使锅盖升降。推动悬臂曲杆可将盖子移转。所以，锅盖的启闭劳动强度大，需要时间较长，目前多改用自动锅盖，国内应用较多的是自压紧式自动锅盖，国外还有一种更为简便的球阀盖。这比自动锅盖在保证安全操作的前提下，即使启闭时间大大缩短，操作方便，又便于实现锅盖启闭的遥控。

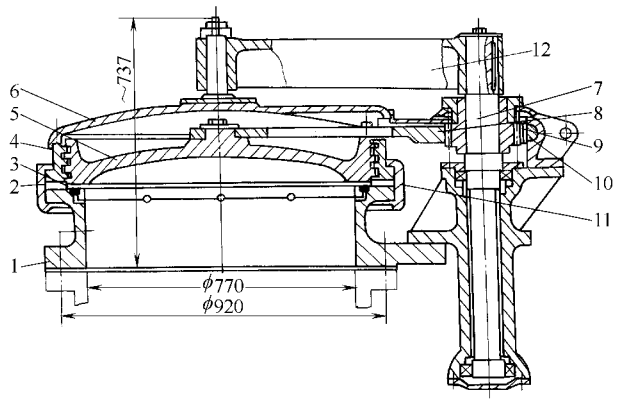


图 2-7　自压紧式自动锅盖

1—锅盖颈　2—半圆夹紧环（Ⅰ）　3—π形密封胀圈　4—方牙大螺母　5—锅盖　6—上盖　7—立轴　8—扇形齿轮　9—齿轮　10—齿条　11—半圆夹紧环（Ⅱ）　12—悬臂托架

自压紧式自动锅盖是我国硫酸盐蒸煮锅应用较多的一种自动锅盖。它由锅盖颈、锅盖、回转机构、闭锁装置、密封圈、气（液）动传动机构等组成。它是由液压缸拖动的齿条通过立轴上的齿轮而转动固定在锅盖上的扇形齿轮，从而使锅盖启闭的。其结构示于图 2-7。关闭锅盖时，锅盖先绕回转机构轴线公转 90°，使锅盖大螺母上固定的半圆夹紧环（Ⅱ）与锅颈上固定的半圆夹紧环（Ⅰ）相连接而卡住大螺母法兰与锅颈法兰，而后锅盖继续绕本身轴线自转 15°而轻轻压住锅盖颈的上法兰压紧面凹槽中的π形密封胀圈，造成预密封。当锅内压力升高时，通过锅盖颈内沿周围布置的八个连通密封胀圈槽的通孔，将胀圈向上紧压于锅盖压紧面上，从而保证蒸煮锅上锅口的密封，所以称自压紧式。

（四）支座

蒸煮锅连同锅内物料的质量，完全由耳式支座支承在支柱上。根据锅容积的不同，耳式支座数目可分为 4～6 个。由于蒸煮锅是间歇操作，温度升降频繁，为适应热胀冷缩的变化而不产生较大的局部应力，耳式支座不是完全固定在支柱上，而是容许支座和支柱有相对的位移。比如一台有 4 个耳式支座的蒸煮锅，一般可将其中一个耳式支座固定在支柱上，其余

三个耳式支座放在支柱上，螺栓不必拧紧，在锅体热胀冷缩时，使支座能在支柱上做微小的移动。

（五）蒸煮锅的主要技术参数

国产蒸煮锅的主要技术参数如表 2-3 所示。

表 2-3　　国产蒸煮锅的主要技术参数

型　　号	ZJG_1	ZJG_2	ZJG_3	ZJG_4
容积/m^3				135
最高工作压力/(MPa)（kgf/cm^2）	0.8(8)			0.8(8)
水压试验/(MPa)(kgf/cm^2)	1.5(15)			1.5(15)
最高工作温度/℃	175			175
锅体内径/mm	3000	3250	3600	3600
锅体总高/mm	9923	11726	13956	18096
上锅口直径/mm	ϕ770			ϕ770
下锅口直径/mm	ϕ350			ϕ350
下锅口距地面高度/mm	1262	1317		1170
喷放口直径/mm	200	200	200	200
锅体材料	20R			16MnR
设备净重/kg	25360	38946	42069	44500

二、亚硫酸盐衬砖蒸煮锅

亚硫酸盐法蒸煮方法虽然目前在国际上还有应用，在国内也有应用，但已不再发展了，故在这里只对亚硫酸盐法蒸煮设备作简单介绍。由于亚硫酸盐蒸煮液对锅炉钢有强烈的腐蚀性，所以同蒸煮液相接触的锅壳表面必须用耐酸保护层保护。目前亚硫酸盐蒸煮锅所用保护材料有两类：一类用耐酸陶瓷砖或用不透性石墨砖（或称炭砖）衬里；另一类用耐酸钢薄板（3～5mm）衬里，或直接用复合钢板制造。

亚硫酸盐蒸煮锅均采用焊接结构，锅容较硫酸盐蒸煮锅大，我国通常使用的为 110～220m^3，国外应用的锅容较大，为 300～400m^3。表 2-4 为部分大、中型蒸煮锅的规格。

表 2-4　　大、中型蒸煮锅的主要规格

蒸煮锅主要尺寸		衬里（耐酸砖层）厚度/mm	容积/m^3	容量（产浆）/t	蒸煮液/m^3
直径/m	高/m				
4.3	14.6	230	140	10	77
5.0	16.5	255	213	15	136
5.2	17.0	255	254	18	160
5.3	21.0	255	326	21	197

亚硫酸盐蒸煮锅主要由锅体、衬里和药液加热循环装置等构成，其结构如图 2-8 所示。

亚硫酸盐蒸煮锅耐酸砖衬里结构为两种方式：一为薄衬里方式，西欧各国多采用；二为

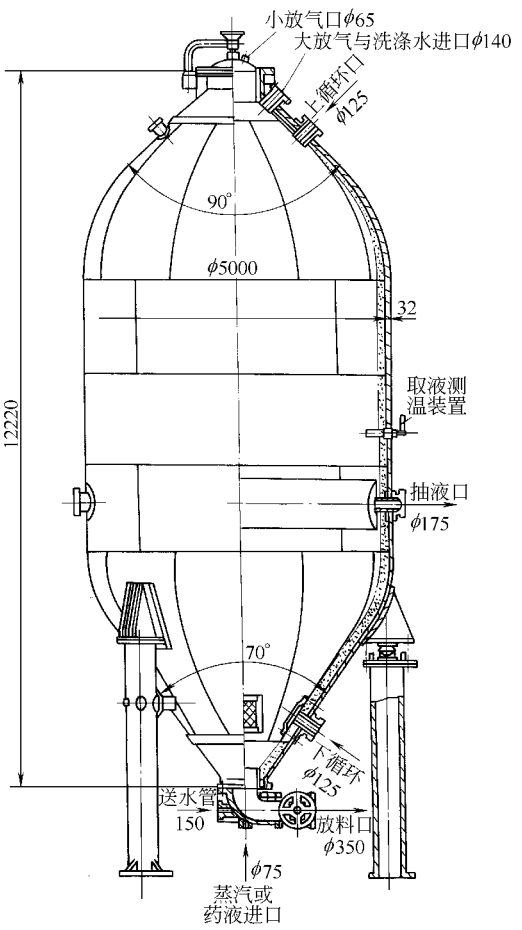


图 2-8　亚硫酸盐砖衬蒸煮锅

厚衬里方式，北美各国多采用。我国亚硫酸盐蒸煮锅耐酸砖衬里均采用薄衬里方式，如图 2-9 所示。

亚硫酸盐蒸煮锅药液循环加热有直接加热强制循环和间接加热强制循环两种。目前广泛采用的是间接加热强制循环系统。其中以底部抽液循环系统应用最广。即药液从锅下部抽出，加热后再分别送回顶部和底部。其中 80% 左右的药液从上部注入，另外部分从底部送入。这种循环系统能使锅内物料在各个截面上的温度均匀，故能保证上、下部浆料质量均匀。

三、不锈钢做保护层的蒸煮锅

耐酸砖衬里的蒸煮锅虽然多年来成功地应用于亚硫酸盐纸浆蒸煮，但要保证锅壳与瓷砖衬里协同受力，须对锅壳结构设计、制造、衬里材料、衬里施工、运行条件等提出一系列严格要求，而且衬砖蒸煮锅还存在一系列不可克服的缺陷（如砖衬使锅有效容积减小 10%～18%，砖的剥离造成纸浆污染，维修工作量大等）；同时，由于制浆技术的发展，砖衬锅不能适应高温、高压（1.0～1.2MPa）及高浓酸的强力蒸煮。所以，国内外开始使用不锈钢作为保护层的亚硫酸盐蒸煮锅。对于硫酸盐蒸煮锅，由于采用现代化碱回收炉而使白液成分发生变化，特别是白液中硫化物含量增加，从而造成硫酸盐蒸煮锅明显的腐蚀，因而国外也开始采用不锈钢衬里的硫酸盐蒸煮锅。

（一）不锈钢做保护层蒸煮锅的型式

不锈钢作保护层的蒸煮锅有三种型式：一种为冷拉法不锈钢蒸煮锅；二为普通碳素钢内衬不锈钢薄板蒸煮锅；三为复合钢板蒸煮锅。

冷拉法整体不锈钢蒸煮锅用较厚的不锈钢板焊接制成。蒸煮锅焊成以后，锅内充水加压，使锅壳在超压下经一定时间（如工作压力为 1000kPa 蒸煮锅，升压至 2200～2400kPa，保持约 4h），因而使锅壳产生永久变形，金属组织强化，锅容增加约 10%，壁厚减薄约 10% 左右。由于锅壳材料强度性能得到改善，这种蒸煮锅壁厚约为同样参数下使用的复合钢板蒸煮锅壁厚的 75%。但由于价格较高，故不多用。

不锈钢薄衬里蒸煮锅是用厚为 3～5mm 不锈钢以焊接方

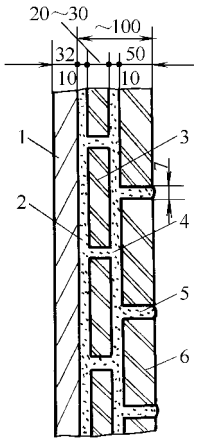


图 2-9　亚硫酸盐蒸煮锅砖衬结构
1—锅壳　2、4—耐酸灰胶泥层　3—背砖
5—合成树脂胶泥　6—面砖

式衬于碳素钢锅壳内表面上。因不锈钢热胀系数大于碳素钢 50％左右，蒸煮过程中由于温度升高，会使焊缝之间的不锈钢衬里鼓起，从而造成焊缝附近的应力集中，以致出现裂纹或引起焊缝区域的应力腐蚀。在温度周期性变化条件下，易引起金属疲劳而使衬里破裂。为保证衬里可靠的工作，通常采用以下三种衬里方式：一是条衬法，即将长 1000mm，宽 150～200mm 不锈钢用对接或搭接法焊接于锅壳内表面，但衬里工作量大；二是用大张成型的不锈钢板用电铆点焊法点焊于锅壳上，板与板采用对接或搭接，焊点间距通常为 25～100mm；上述两种方式由于焊缝或焊点较多，极难保证焊缝金属全部具有适当的化学成分，因而每一焊点或焊缝均可能成为腐蚀中心；三是袋式衬里，它是将不锈钢板材事先拼焊在一起，卷制成型，装入锅壳内，而在锅壳内表面上按一定间距焊上许多 6～7mm 厚的小圆盘（直径约为 50mm），整个衬里两端焊在圆筒过渡部分的两个耐酸钢环形件上，衬里与锅壳上的钢盘的装配间隙约为 1.6mm 左右；而后在袋式衬里内充注以水，并升压至 1.5 倍设计压力，使衬里层产生一定的塑性变形；当水压撤除后，锅壳与衬里之间留下一个窄缝。蒸煮过程中，用真空泵保持锅壳与衬里之间为真空。这种衬里能较好保证焊缝质量，耐腐蚀性能好。用不锈钢薄板衬里的方法多用于原有蒸煮锅的改造。

新建的亚硫盐蒸煮锅多用复合钢板制造。复合钢板是由复层（不锈钢）与基层（碳素钢或低合金钢）用热轧法制成的。复层厚度为 3～5mm，基层厚度由设计压力确定。目前国内制造的复合钢板蒸煮锅有 170、200 及 220m^3 几种，国外采用的较大，最大锅容达 330m^3。图 2-10 所示为我国设计的 170m^3 复合钢板蒸煮锅。

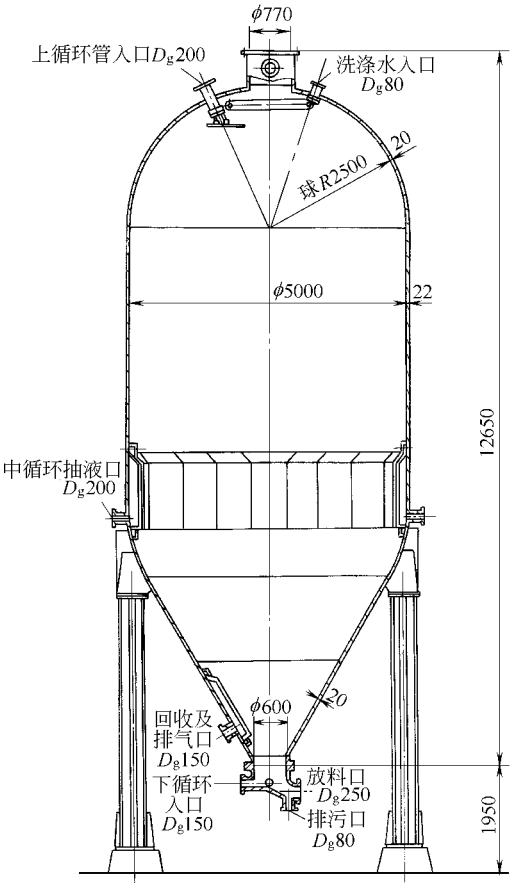


图 2-10　170m^3 复合钢板蒸煮锅

（二）复合钢板蒸煮锅的结构特点

复合钢板蒸煮锅为全焊接结构，外轮廓形状与传统的蒸煮锅相似，但下锥角一般较小，约在 55°～60°之间，高与直径之比通常为 2.4～2.8。从节省材料考虑，直径较小的复合钢板蒸煮锅上部多采用半球形封头。

因为亚硫酸药液腐蚀性较强，复合钢板蒸煮锅强度计算可只考虑基层钢板厚度，复层可不计入。焊缝系数与单层设备相同。

复合钢板蒸煮锅的接管，若直径小于 100mm 或受腐蚀严重的接管，均采用与复层材质相同的整体不锈钢管。直径大于 100mm 的接管则多采用普通钢管内衬不锈钢套管，或复合钢板卷制。

接管法兰常用碳素钢制造，但须保护压紧面不受介质腐蚀。管径在 200mm 以下的接管法兰，可在碳素钢法兰上堆焊一层不锈钢，厚度应在加工后为 3～4mm。管径在 200mm 以上的接管法兰，可在碳素钢法兰上焊上一个不锈钢环，再加工出压紧面。这两种防护方法对整体不锈钢接管或碳素钢接管内衬不锈钢套管

都适用。

蒸煮锅的内部装置，如循环滤网等，应设计成可拆的，且便于检查和维修复层表面及焊缝，同时须注意防止形成死角或停滞区。

复合钢板蒸煮锅药液循环加热系统，一般不用直接加热。因为直接通汽时，会造成锅壳不同部位的温度差，在这种腐蚀介质条件下就会出现电位差，从而引起电化学腐蚀，特别是靠近汽管附近。

蒸煮锅各部件制造与装配时锅壳内产生的残余应力会增强腐蚀破坏的强度。因此除焊后热处理以消除残余应力外，须在制造厂进行整体试装配，防止现场整体组装中出现不应有的偏差，锅体承受偏心载荷也是不允许的。蒸煮锅复层表面须严格抛光、钝化，抛光前须消除复层及焊缝的缺陷，不允许有凹坑及缺口存在，因为这些缺陷的存在会造成局部腐蚀破坏，复层每年须抛光一次，防止结垢而造成局部腐蚀。

（三）复合钢板蒸煮锅的运行与维护

复合钢板蒸煮锅除结构设计、制造、装配质量对其使用寿命有影响外，蒸煮锅的运行也对其使用寿命有重大影响。

国内复合钢板蒸煮锅的锅壳复层多采用铬镍钼奥氏体不锈钢，这种不锈钢可产生一层钝化膜，具有很高的稳定性，能耐多种腐蚀介质的作用，但在非氧化性酸性介质（如盐酸、硫酸等）中极不稳定，因此，如果蒸煮液中 Cl^- 及 SO_4^{2-} 含量大时，将导致复层的腐蚀。药液中氯化物含量须低于 50mg/L，硫酸盐低于 1500mg/L。氯化物含量较高时，须采用超低碳不锈钢。

复合钢板蒸煮锅复层的保护极其重要，常用的保养方法是：

（1）尽量防止放锅后长时间停顿待料，因为放料后停车期间，水蒸气会在锅体上方结露，残余 SO_2 在空气中自动氧化生成 SO_3，会溶解于露水中，当其沿锅壁下流时，锅温将使水分蒸发，使其中硫酸浓缩，呈现水流状腐蚀，所以，每次放锅后，须用温水或酸性冷凝水冲洗蒸煮锅及循环系统。

（2）停机时间少于 24h，应打开锅盖，用风机使锅内通风（上口入，下口出），抽出含有 SO_2 的空气。如果停机时间超过 24h，应将锅内注满温水。

（3）大放汽后，尽量不长时间将料闷在锅中，不能往锅内注水，以防温度降低而产生水流状腐蚀。

（4）复层表面不许有垢层沉积。一方面借冲洗防止锅垢形成；另一方面须经常检查各部分复层，如发现有垢层形成，须及时用不锈钢刮刀刮除。如垢层形成时间过长，已导致垢层下的钝化膜变黑或出现凹坑腐蚀，就须立即进行局部抛光和钝化处理。

（5）由于不锈钢复层表面遭受轻微腐蚀后，就建立了腐蚀迅速扩大的有利条件，因此，对于复合钢板蒸煮锅的维护须有严格的日常检查和定期检查制度，及时消除所发现的腐蚀破坏，复层局部腐蚀破坏不超过 0.4mm 时，可先抛光，然后用钝化膏钝化。钝化膏配方：硝酸 150mL、水 350mL、重铬酸钾 20g、滑石粉 600g、淀粉 200g。以强氧化作用产生钝化膜。局部腐蚀深度达 0.4～0.5mm 时，就须将腐蚀部位清理到无腐蚀痕迹的纯金属，再以不锈钢焊条补焊而后抛光、钝化处理。至于大面积腐蚀破坏，则须用不锈钢板重新衬里。

（6）发现局部生锈和凝固废液，可以用水洗净，然后用酸洗膏酸洗，再钝化。酸洗膏配方：盐酸 40mL、硝酸 150mL、水 300mL、滑石粉 500g、淀粉 150g。

第三节　间歇式蒸煮器的附属设备

一、装　锅　器

自然装料所装入蒸煮器内的料片，由于不能均匀分布于锅的截面上，而且装料疏松，故锅容未能得到充分利用。为提高装锅量，即提高装入蒸煮器内料片的紧密度，增加每立方米锅容的产浆量，改善料片在锅内的分布；提高料片温度，排除其中所含的部分空气。大部分工厂都采用装锅器装料，装锅器种类很多，常用的有机械装锅器、简易装锅器和蒸汽装锅器。

（一）机械装锅器

机械装锅器如图 2-11 所示。料片经漏斗通过回转盘而落入蒸煮器。回转盘是通过减速器、齿轮箱与电动机连接而转动，以此可以控制装锅速度。一般转速为 20～30r/min。联轴器下端固定有 4 个分布板，与锅口的倾斜角为 20°～35°。采用机械装锅器可增加装锅量 10%～40%。

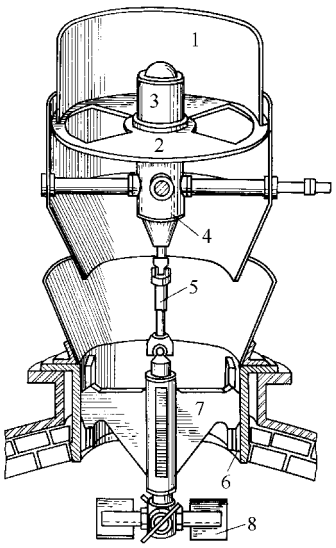


图 2-11　机械装锅器

1—漏斗　2—回转盘　3—减速器　4—齿轮箱　5—联轴器　6—分布板　7—支架　8—导板

（二）蒸汽装锅器

蒸汽装锅器有移动式和固定式两种，为减少装卸移动的麻烦，现都使用固定式。图 2-12 所示为一种固定式蒸汽装锅器。在蒸煮锅的锅颈内固定着环形放气滤网。在滤网内固定着截面为直角三角形的环形空间，即蒸汽分配室，蒸汽分配室侧壁上接有进汽管，而其下面的环形板上沿圆周焊有 20～24 个蒸汽喷嘴，喷嘴中心线同开孔中心线成一定倾斜角，使各个喷嘴中喷射出的蒸气流构成一个预定的回转双曲面。

当往锅中装料时，料片一落入蒸汽装锅器，即为喷嘴喷射出的气流挟带住，使料片下落动能增大，因而将其在锅中压实，并使之均匀分布于整个锅截面上；同时，又使料片升温，排除其中所含部分空气，有利于药液渗入料片内部。蒸汽装锅器所用蒸汽压力为 250～350kPa，每吨浆的蒸汽消耗约为 0.10～0.20t。使用这种装锅器，装锅量可提高 25%～30%。

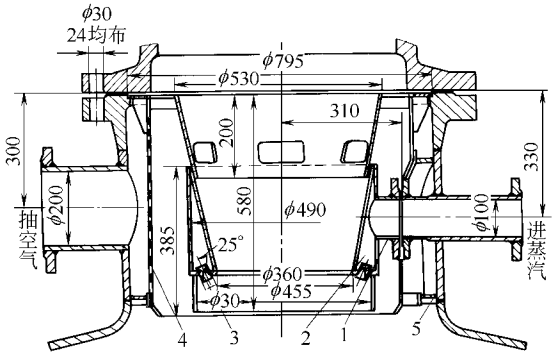


图 2-12　蒸汽装锅器及其在上锅颈中的配置

1—进汽管　2—蒸汽分配室　3—蒸汽喷嘴　4—放汽滤网　5—上锅颈

蒸汽装锅器结构特征对于料片在蒸煮锅各截面上的压实程度和对成浆质量的均匀性有很大影响。装锅器喷射出来的气流在锅体内构成一个回转双曲面，其沿锅轴方向上的高度是上自喷口处起，下到双曲面同锅体内圆接触之点为止的高度。为使锅内上部和中、下部的料片都能被气流吹布均匀，通常要使装锅器的蒸汽喷口形成的回转双

曲面能包容尽可能大的高度。装锅器内一圈倾角相同的喷嘴喷出蒸汽所形成的回转双曲面高度 h（见图 2-13）可近似地由下式计算：

$$h=\frac{R\cos^2\varphi}{\mathrm{tg}\alpha_1}+\frac{R'\cos\varphi}{\mathrm{tg}\alpha_1}\quad(\mathrm{m})\qquad(2\text{-}6)$$

式中 R ——喷嘴喷口距锅体轴线的径向距离，m

R'——锅体圆柱部分的内径，m

φ，α_1 ——喷嘴倾角在水平面上和径向平面上的投影

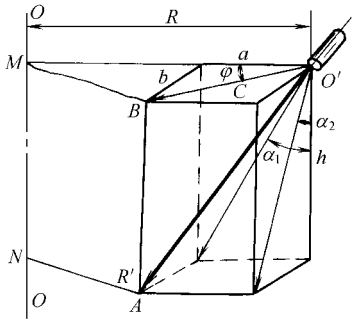


图 2-13　蒸汽装锅器计算图

通常装锅器结构上采用两种方法实现上式要求。一种是用双联式装锅器，它有两个独立的蒸汽分配室和两圈不同倾角的喷嘴，其中一圈喷嘴所形成的双曲面底面位于锅体圆筒部下部，另一组喷嘴所形成的双曲面底面位于圆筒部上部。先用前者往圆筒部装料，再用后者往上锥部装料。第二种是组合式装锅器，它只有一个分配室，在分配室底面相间装设两组不同倾角的喷嘴，两组喷嘴在送汽时分别形成两个回转双曲面，料片通过上面一个双曲面的缩颈区之后，部分为下面一个双曲面上的气流挟带送走，从而保证料片在沿锅高度上的各个截面中均匀分布。

二、喷 放 装 置

喷放装置有喷放池、喷放仓和喷放锅，是承接蒸煮器喷放出来的浆料的中间贮浆容器。小型蒸煮器配有喷放池或喷放仓，大型蒸煮器可配套喷放锅。喷放锅（或喷放仓）的总容积，一般为蒸煮器总容积的 1.5～1.8 倍，每台喷放锅（喷放仓）的容积应为每台蒸煮器容积的 2.5～3 倍。

（一）喷放仓

喷放仓为高浓贮浆容器，顶部及底部均为锥形，中部为圆筒形。浆料从圆筒上部切线进入锅内，废气由顶部排汽口排出，下部有环形稀释管，锥底装有出料螺旋输送器。此设备多为中小型草浆厂选用。

（二）喷放锅

喷放锅为大型贮浆容器。在结构上分为锥底和平底两种。以前多用锥底喷放锅，而目前则较多用平底喷放锅，因后者的搅拌装置传动简单，维修方便，造价低廉，安装容易，所占空间高度较低。

锥底喷放锅的结构如图 2-14 所示。顶部为气液分离器，在锥形底部上端的环形管上装有若干喷嘴，以便稀释浆料。在锥底下端装有螺旋式搅拌装置，转速为 110r/min。浆料由喷放管沿切线方向进入喷放锅顶部进浆口，从浆料中分离出来的废气由顶端排汽管排出，可送至热回收系统。浆料在底部侧端排浆管排出。

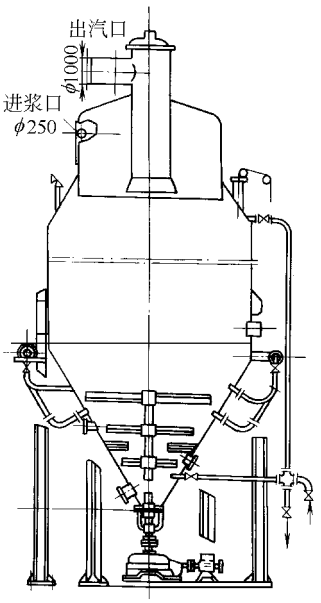


图 2-14　锥底喷放锅

锥底喷放锅是高浓贮浆器，贮浆浓度为 11%～14%。目

前国内一些厂在使用时，多从锥形部环形管注入稀黑液，把浆料冲稀到2.5%～3%的浓度，再用泵送往洗浆机洗浆。国产锥底喷放锅有150、225、330m³三种规格。

平底喷放锅的结构如图2-15所示。顶部为汽料分离部分，中下部为圆筒形主体，最底部为平底。浆料从顶部进浆口沿切线方向进入，废气从排汽管口排出至热回收系统，浆料落入锅内贮存。分离部分的顶端装有呼吸阀或安全薄片，锅内压力超过定值时，呼吸阀会自动卸压以保安全。底部有一具或两具螺旋推进器。锅容大于300m³时，通常设一具大直径推进器或两具推进器。在后一种情况下，锅底中心部位都设有一个锥体，使输出区呈环形空间以利于浆料流动稀释均匀。为使浆料稀释均匀，稀释区的容积应可容3～5min的浆料排放通过量，且推进器的循环量应为浆料排放量的5～10倍。

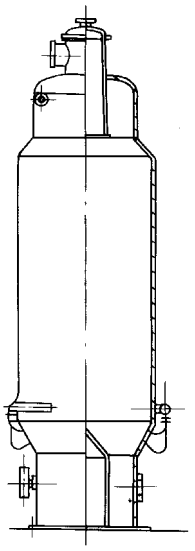


图2-15　平底喷放锅

（三）喷放锅的技术参数

喷放锅的技术参数如表2-5所示。

表2-5　　喷放锅的技术参数

型　　号	平　　底				锥　　底		
	ZJP1	ZJP2	ZJP3	ZJP500			ZJP9
容积/m³	80	150	225	500	150	225	330
设计压力/MPa	0.11	0.11	0.11	0.09	0.25	0.25	0.25
锅体直径/mm	3350	5000	5600	7000	5000	5600	6500
锅体高度/mm	12967	16037	17044	19200	16508	19544	21408
进浆口直径/mm	150	200	200	200	200	200	250
出浆口直径/mm	175	300	350	300	300	350	400
推进搅拌器直径/mm	686	686	1000	1500			
推进搅拌器转数/(r/min)	250	250	180	118	20	20	20
电动机功率/kW	11	15	22	75	14	20	20

三、废气余热回收装置

浆料在热喷放时，每吨浆闪蒸的蒸汽量为1t，这部分热量可冷凝为热水加以利用。余热回收方法有直接利用法和间接利用法，直接利用法是蒸汽与冷水直接接触，变成污热水，多用于配碱；间接利用法是将污热水经过热交换器把热量传递给清水，得到清洁热水，多用于洗浆和漂白。

采用喷放锅的大、中型纸浆厂，一般采用间接利用法。图2-16所示为喷射式冷凝器热回收系统。从喷放锅来的废气，从切线方向进入旋浆分离器，分离后的浆料回流到喷放锅，废气进入喷射式冷凝器，热量被冷水吸收，污热水经过过滤器进入热交换器，污热水冷却后回污水槽，清洁热水在温水槽中后送洗浆或漂白工段。

该系统的余热回收率达75%，洗浆用水达85℃。旋浆分离器和喷射式冷凝器是系统中

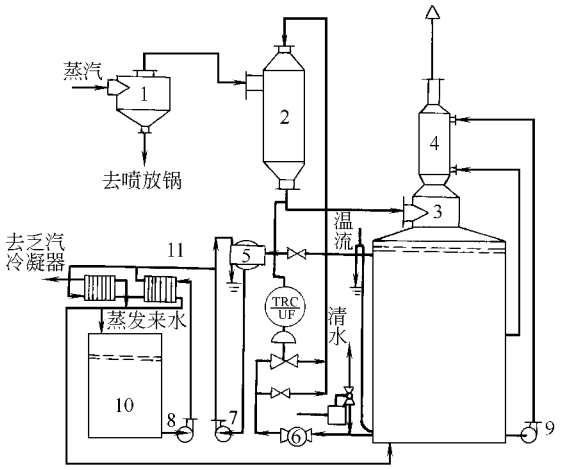


图 2-16　喷射式冷凝器热回收系统

1—旋浆分离器　2—喷射式冷凝器　3—污水槽　4—后位冷凝器　5—过滤机　6—放锅泵　7—热污水泵　8—温水泵　9—冷污水泵　10—温水槽　11—板式换热器

利用热能的主要设备，其常用规格如表2-6所示。

表 2-6　热回收旋浆分离器及喷射式冷凝器规格

名　称	旋浆分离器	喷射式冷凝器	
型　号	ZJF_{12}	ZJF_{15}	ZJF_{16}
器体内径/mm	2500	1150	1400
器体高度/mm	4700	5228	5450
进汽口直径/mm	600	—	—
出汽口直径/mm	800	—	—
出浆口直径/mm	200	—	—
冷凝能力/(kg/min)	—	1200	1800
配用喷放锅容积/m^3	—	225	330

第四节　塔式连续蒸煮设备

连续蒸煮器的出现是蒸煮设备发展中的突破性进展，对制浆工业的迅速发展起了推动作用。它实现了间歇式蒸煮设备的装料、送液、升温、蒸煮、保温及放料全过程在同一时间内的连续化。

国外自从 1950 年第一台用于化学浆的连续蒸煮器投产以来，连续蒸煮技术的应用和研究发展很快，到目前为止，全世界纸浆总产量的一半是用连续蒸煮器生产出来的。现在国外大型的硫酸盐木浆厂在新建或进行较大规模扩建时，多采用连续蒸煮器。

连续蒸煮与间歇蒸煮各具特色，普遍认为，连续蒸煮的优点在于：①对大型蒸煮设备来说，连续蒸煮器的基建投资及运行费用较低；②单位锅容产浆量高，相对占地面积小；③能耗较低，且汽、电消耗均衡，避免了高峰负荷；④耗人力较少。但对于高度自动化的间歇蒸煮设备，两者相差不大；⑤蒸煮均匀性较好，甚至在煮大木片时，筛渣也较少。但两种蒸煮方法纸浆的得率和强度，无显著的差别。连续蒸煮的缺点是：①生产的灵活性和可靠性不如间歇蒸煮；②在使用细碎的木片时，对生产的影响，连续蒸煮大于间歇蒸煮；③松节油回收率较低。

目前连续蒸煮器的型式主要有塔式（立式）、横管式、斜管式三种。塔式中可分为单塔式及双塔式；横管式可分为一、二、三管式；斜管式可分单斜管及双斜管式。

下面仅就国内外常用的具有代表性的卡米尔和埃斯科（塔式）、潘地亚（横管式）以及鲍尔 M&D（斜管式）等牌号的连续蒸煮器作详细介绍。

一、塔式连续蒸煮器的类型、流程

卡米尔连续蒸煮器是国外应用最广泛的一种连续蒸煮设备。早在 20 世纪 30 年代就开始

研制，第一套于 1950 年投入工业生产。至 1990 年世界各地已有 350 套在运行，其总产量占全世界碱法制浆生产量的 45%。卡米尔连续蒸煮器自投产以来，经历了两次重大的技术发展阶段。第一次是 1958 年发展了冷喷放技术，即向蒸煮器底部注入 70～80℃ 稀黑液，使纸浆喷放时的温度降低到 85℃ 左右，从而改善了纸浆的强度特性。第二次是 1962 年研究成功的锅内高温逆流洗涤，大大提高了洗涤效率，简化了洗浆设备。

卡米尔连续蒸煮器对各种蒸煮方法和原料有较大的适应性，除了主要用于硫酸盐法蒸煮外，还可用于中性亚硫酸盐法、酸性亚硫酸法和预水解硫酸盐法，可生产可漂浆、溶解浆、本色浆和半化学浆。原料由针叶材扩大至阔叶材、锯屑及草类纤维原料。

目前卡米尔连续蒸煮器的类型有液相型、汽-液相型、带高压预浸渍器的（双塔）以及适用于草类原料的蒸煮器等。

埃斯科（ESCO）塔式连续蒸煮器是代表一种简化形式，比起卡米尔蒸煮器来，对木材质量和木片规格的敏感性更低，现在在世界各地大约有 15 台埃斯科蒸煮器用于硫酸盐法和 NSSC 法制浆。

（一）卡米尔（Kamyr）液相型蒸煮器

卡米尔液相型连续蒸煮器是工业生产使用最早最为普遍的一种形式，它的特点是蒸煮锅内充满药液，液比较大，锅内压力保持在较蒸煮温度对应的饱和蒸汽压高 300～400kPa。这样能保证锅内各部分必要的温度并防止从锅内滤网抽液时汽化。锅内必要的压力是由锅底送入的稀黑液量来保持的。这种型式用于硫酸盐木浆蒸煮，其蒸煮过程及其升温基本上仿照间歇式进行。其工艺流程见图 2-17。

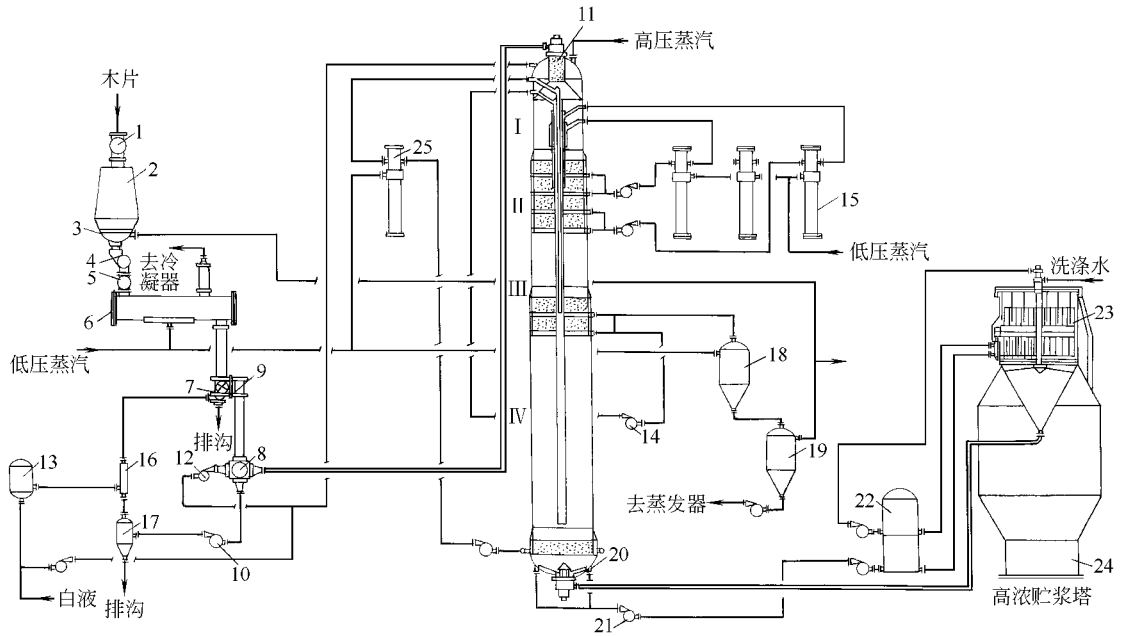


图 2-17　单塔带两段扩散洗涤器的液相型蒸煮器

1—气封　2—木片仓　3—振动器　4—木片计量器　5—低压进料器　6—汽蒸罐　7—杂物分离器　8—高压进料器　9—溜槽　10—循环泵　11—顶部分离器　12—顶部循环泵　13—液位槽　14—蒸煮器　15—加热器　16—在线排水器　17—砂石分离器　18—1 号闪蒸罐　19—2 号闪蒸罐　20—刮料器　21—出料装置　22—两段滤液槽　23—两段扩散洗涤塔　24—高浓贮浆塔　25—洗液加热器

木片经电磁除铁器和木片筛后，经气封 1，进入一个带有蒸汽喷嘴的缓冲木片仓 2，木片在 90℃（或稍高一些）温度下停留 10～15min。木片仓的振动器 3 将木片送入木片计量器 4，改变计量器的转速可以调节设备的生产量。从计量器出来的木片通过低压进料器 5 进入汽蒸罐 6，停留 2～3min，保持蒸汽压力 103～124kPa，所需蒸汽主要来自蒸煮器的闪急蒸汽。木片在汽蒸罐内分离出的松节油等挥发物，同空气与多余蒸汽一起排入冷凝器冷凝，回收松节油。

预汽蒸后的木片由汽蒸罐推入溜槽 9，进入一台附加的杂物分离器 7 和高压进料器。高压进料器连接两条药液循环管路。直立的循环管路由循环泵 10 泵送的药液将木片由溜槽冲入高压进料器转子垂直方向的空腔内，药液通过空腔底部的滤网被抽走。当高压进料器的转子转到水平位置时，木片被顶部循环泵 12 来的药液送到蒸煮锅的顶部分离器 11 内。在这里大部分药液通过分离器滤网由顶部循环泵送回高压进料器，木片和部分药液被螺旋送入蒸煮锅内。

从高压进料器底部滤网分离出来的药液被循环泵 10 送到砂石分离器 17，除砂后送回木片溜槽，多余药液送往液位槽 13。其作用是控制木片溜槽的液位。补充的白液与液位槽的药液混合后被补充药液泵送往蒸煮锅顶部。

木片从蒸煮锅顶部缓慢地下降到高压浸渍区Ⅰ，在 115℃温度下浸渍约 40min，然后再下降到上加热区Ⅱ。在此处，药液从滤带抽出经药液加热器 15 加热后，经由中心分配管送回蒸煮锅内。在此区间，木片温度由 115℃上升到 155℃，在下加热区，同样从滤带抽出药液经加热后送回下加热区，此时木片温度进一步上升到 170℃左右。每一加热区上下两节滤网在加热过程中轮流交替工作，从而可利用木片下移时对滤网表面的擦拭作用而使滤网保持清洁。这种交替工作是由自动转换阀来实现的。

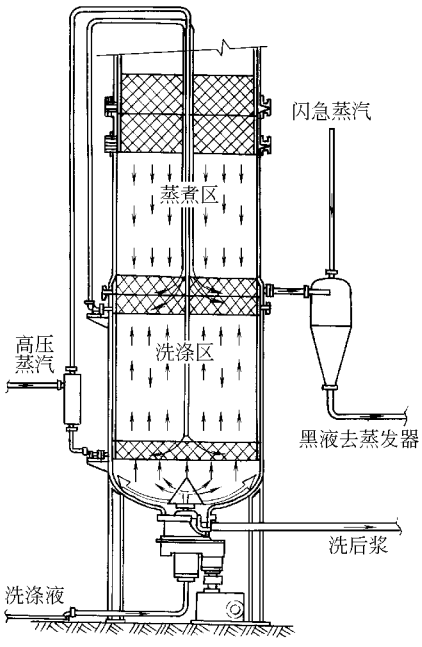


图 2-18　逆流扩散洗涤

木片加热后，进入蒸煮区Ⅲ，在此处停留 1.5～2h 左右，由于蒸煮是放热反应，在此区间温度将继续上升 4℃左右。蒸煮区温度和时间可根据成浆的质量要求加以调整。

木片通过蒸煮区后即进入热扩散区Ⅳ。温度为 70～80℃的黑液（洗液）由泵打入锅底冷却区，一部分将木片冷却至 90～100℃再经排料装置排出，另一部分则由泵从锅底的滤网抽出，经加热器加热到 120～130℃由中心分配管回到原来抽液的区段内，然后以相对于木片移动的方向上升，进行逆流扩散洗涤（图 2-18）。当洗液上升到洗涤区上端的下部滤网时，用泵抽出经中心分配管送到蒸煮区下端，将与木片一起下行的浓黑液置换出来，由上部滤网抽出到闪蒸罐闪急蒸发而回收蒸汽，然后送往蒸发工段。热回收分成两段，1 号闪蒸罐 18 产生的蒸汽用于 120℃的木片预汽蒸；2 号闪蒸罐 19 的蒸汽用于木片仓的常压预汽蒸或制取热水。热扩散洗涤时间需时 1.5～4h。

在蒸煮锅底部，借缓慢转动的叶片（该叶片固定于出口装置轴套的旋臂上）将冷却了的软化木片连续打成浆状。然后浆料借助蒸煮锅内的压

力（约 1.4MPa）排出，送到两段扩散洗涤器进行进一步洗涤。

（二）卡米尔（Kamyr）汽-液相型蒸煮器

汽-液相蒸煮器结构上与液相型基本相似，所不同的是以反向式顶部分离器取代了液相型蒸煮器的顶部分离器。这样，由高压进料器经上循环管送来的木片在未进入蒸煮锅之前就同药液分离。在蒸煮锅顶部保持了一个汽相空间，使经过渗透的木片能用直接通汽迅速加热到蒸煮温度，这意味着在蒸煮锅内不再有专门的浸渍区。

在这种汽-液相蒸煮中木片预浸只限于顶部循环液，以及在反向式顶部分离器中停留的 3～4min 时间，图 2-19 表示出这种蒸煮器第一代反向式顶部分离器的原理，三年后，外置倾斜反向顶部分离器即被图 2-20 所示的内置式反向顶部分离器所取代。汽相部分通常调整为在蒸煮器外壳顶以下 2m。药液液位保持低于木片料位 1～2m。

在反向式顶部分离器中，当螺旋输送器移送木片时，顶部循环液通过圆筒形筛板的垂直缝抽出，其他多余药液则随之向上，在超过分离器边缘后，被直接蒸汽吹入蒸煮锅。由汽相区温度控制的蒸汽流量，可对来料进行均一的加热。

由于在蒸煮锅顶部有汽相空间，惰性气体积聚的问题也随之解决，这对制造硫酸盐法溶解浆是很重要的。因为在预水解时要生成 CO_2。

这种蒸煮器可用于酸性亚硫酸氢盐法、亚硫酸氢盐法、中性亚硫酸盐半化学法以及预水解硫酸盐法蒸煮。

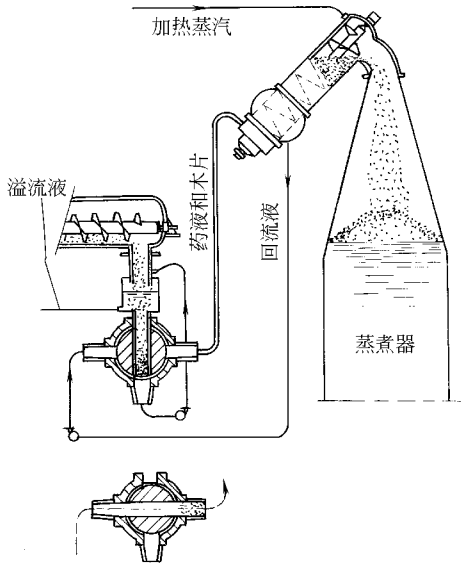


图 2-19　汽-液相蒸煮用的顶部分离器原理

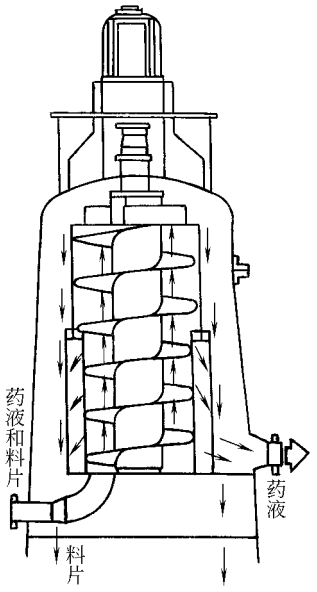


图 2-20　内置式顶部分离器

（三）带高压预浸渍的蒸煮器（双锅汽-液相蒸煮器）

双锅汽-液相蒸煮器是在单锅汽-液相蒸煮器的基础上发展起来的，在高压进料器与蒸煮锅之间增加一台立式高压预浸渍锅。木片由高压进料器先送入高压预浸渍锅顶部。使其通过浸渍锅期间，在最小液比和高压低温下进行较长时间浸渍，浸渍锅顶部设有同液相型蒸煮锅一样的分离器，底部设有盘式刮料器及假底。当木片下行至底部时，由盘式刮料器将木片通过假底刮入最下面的排料室，由此借循环泵用循环药液冲送至蒸煮锅的反向顶部分离器。高

压预浸渍锅内温度为 110℃，压力为蒸煮器压力加液柱静压力即 1400kPa。木片在锅内停留时间约 40～60min。

这种蒸煮器主要用于硫酸盐法蒸煮，特别适用于煮高木素含量的挂面纸板底浆。

在双锅汽-液相蒸煮器中如改用液相蒸煮锅，即成为双锅液相蒸煮器。这种蒸煮器比上述单锅液相型蒸煮器多了高压预渍锅的处理。其蒸煮锅顶部有滤板可以抽出药液。这是一种新开发的蒸煮器。

（四）改良型卡米尔连续蒸煮器（MCC）

瑞典林产品实验室（SFPL）的理论研究表明，通过对蒸煮工艺的几项改良，可以改进硫酸盐法制浆。这些改良包括：①降低初始碱浓度；②提高大量脱木素期开始时的硫化度；③降低蒸煮后期的溶解木素和钠盐的浓度。卡米尔公司已根据 SFPL 研究的条件开发出改良型连续蒸煮器以生产低卡伯值纸浆，目前，世界上已有 40 多套卡米尔 MCC（Modified Continuous Cooking）或 EMCC（Extended Modified Continuous Cooking）或 ITC（Iso Thermal Cooking）连续蒸煮器在运转。

传统的卡米尔连续蒸煮器在木片预浸渍后，采用木片和全部蒸煮液一开始就接触，然后向同方向移动并进行蒸煮，在 171℃ 蒸煮至终点。在扩散区加冷黑液降温至 130℃，进行喷放。在这种情况下，蒸煮液中的碱浓愈来愈低，溶在蒸煮液中的木素浓度愈来愈大，这就限制了木片中的木素进行深度的脱除，纸浆的卡伯值（针叶木硫酸盐浆）在 30 左右。若进行强煮，则势必影响纸浆的强度。采用 MCC 技术，是将蒸煮区分成顺流蒸煮区和逆流蒸煮区两部分，在顺流蒸煮区采用 169℃ 的温度，逆流蒸煮区采用 171℃，然后照旧进行逆流扩散洗涤并进行冷喷放，逆流洗涤区的温度为 140℃，针叶木硫酸盐浆的卡伯值为 25。采用 EMCC 技术，则将逆流蒸煮部分扩大到了逆流扩散洗涤区，而且整个系统都以同样的温度 160℃ 蒸煮，针叶木硫酸盐浆卡伯值为 17。

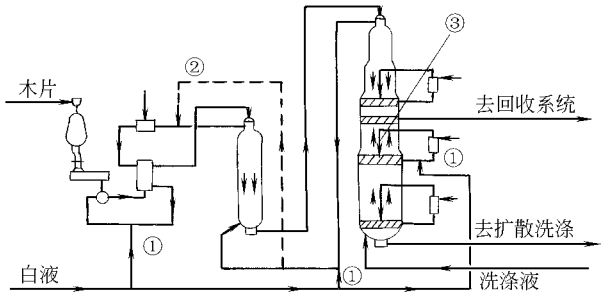


图 2-21　MCC 型双塔汽-液相蒸煮器

①白液加入点　②再循环　③逆流区

图 2-21 所示为采用 MCC 技术的双塔系统流程。从图中可以看出，白液是从三个不同点分别加入的。这种分别加入白液的做法使整个蒸煮中的碱浓度更为均一。在逆流蒸煮区的木素浓度和钠盐浓度较低。这些改良工艺提高了粘度，与传统连续蒸煮工艺相比较，纸浆更易漂白。改良工艺可用于生产低卡伯值纸浆而不损伤强度。1986 年后提供的大多数卡米尔连蒸系统，设计中均已含有此特征。或可改为含此特征的新系统。

虽然 MCC 工艺原先是为两塔系统而开发的，但也在单塔蒸煮系统用 MCC 工艺作了成功的改造。

（五）卡米尔（Kamyr）锯末蒸煮器

这种蒸煮器主要用于锯末、刨花、竹子、蔗渣、麦草和红麻等原料的制浆。它属于单锅汽-液相连续蒸煮器，但其设计与用于木片制浆的蒸煮器有很大不同。该系统如图 2-22 所示。其进料和预处理都布置在蒸煮锅顶上。原料从低压进料器落入一个加长的带螺旋输送机的水平浸渍罐（代替原来的汽蒸罐），并将白液和低压蒸汽通入罐中，离开浸渍罐后，经过

浸渍的原料和药液混合物，一起进入旋转格仓式“哮喘”型高压进料器（图 2-23）。这种高压进料器是用高压蒸汽将原料吹送到锅顶部。进料器转子有两条互相垂直而不相通的料腔。当某一料腔直立时，即由溜槽往料腔中装料；转过 60° 后，当格仓的开口对着蒸煮锅时，从“哮喘”阀来的高压蒸汽将原料吹入锅内，它每次打开时间约 1s（因此称之为哮喘式进料器）；转子继续回转，在到达直立位置之前，该料腔内残留的蒸汽可通过外壳上的接管及平衡管而引入低压浸渍器内。这样，转子一转内可进料四次。为保证汽源压力稳定，在高压蒸汽管路中设一贮汽器及一压缩空气操纵的“哮喘”阀。该阀的关闭是由装在转子轴上的四个触点操纵的。因而使“哮喘”阀的启闭同转子料腔向锅顶吹送原料同步。

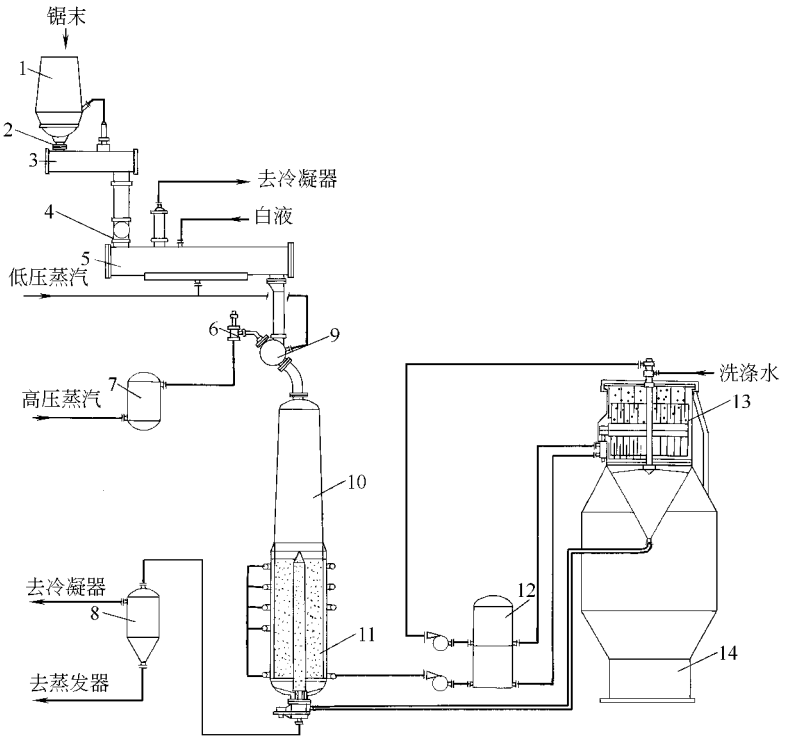


图 2-22　带哮喘式进料器和两段扩散器的锯末蒸煮器

1—锯末仓　2—振动器　3—螺旋输送机　4—低压进料器　5—浸渍罐　6—哮喘阀　7—贮汽器　8—闪蒸槽　9—哮喘式进料器　10—蒸煮器　11—出料装置　12—两段滤液槽　13—两段扩散洗涤器　14—高浓贮槽

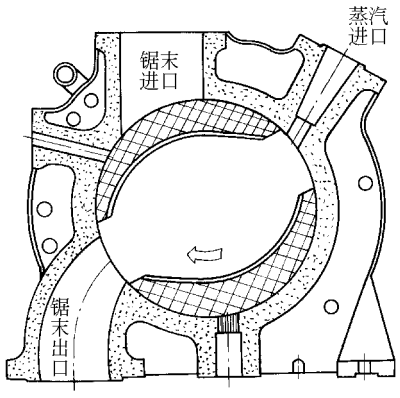


图 2-23　用于锯末连续制浆的“哮喘”式高压进料器

原料在锅中是用吹送草片的高压蒸汽直接加热，如不足时可直接往锅顶送入高压蒸汽。蒸煮锅内设有特殊的热扩散洗涤系统。这种热扩散洗涤是在锅底排料装置的空心轴上装有数米长的多孔中心管，它随刮料器缓缓回转于洗涤区的浆料中，锅底连接空心轴的管路上接一抽取浓黑液的药液泵，而在洗涤区的锅壁周围装有数排往锅内泵送高压稀黑液的喷嘴，稀黑液沿径向将浓黑液取代出来，并将浆料洗涤，浓黑液则进入中心管而被抽出。

（六）埃斯科（ESCO）连续蒸煮器

美国埃斯科（ESCO）公司研制的立式埃斯科连续蒸煮器，是在卡米尔连续蒸煮器的基础上发展起来的，结构比较简单。第一套装置于 1967 年正式投入工业生产。现在世界各地约有 15 套装置在运行，有些与卡米尔蒸煮器联在一起，作为它的辅助。

与卡米尔锯末连续蒸煮器相类似，该蒸煮器的进料和预处理都布置在蒸煮锅顶部，这使

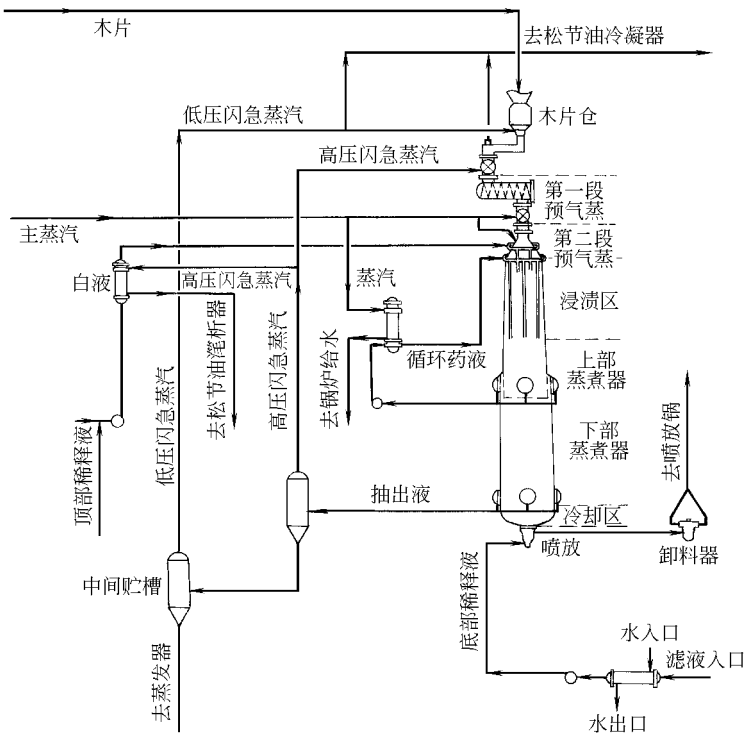


图 2-24　埃斯科（ESCO）蒸煮器系统

设备位置的灵活性较小，且使规格受到限制。

埃斯科连续蒸煮器系统见图 2-24。木片经预汽蒸后，经高压进料器，直接进入蒸煮锅顶部，用高压蒸汽进行高温预汽蒸，然后木片进入浸渍区的液相中，木片和药液一起向下移动，在浸渍区停留约 20min，直到它们到达循环液管的端部。

由蒸煮区上部自净式滤网抽出循环药液，泵送到加热器加热后，经多根循环管返回蒸煮区上部，在此处将锅内木片的温度提高到蒸煮温度。木片到达蒸煮区下部，药液不再循环，木片和药液一同下移，在蒸煮区下部，自净式滤网抽出热药液到闪急罐闪急蒸发产生蒸汽以供预汽蒸之用。热药液被底部的冷稀释液所置换，以便在低温状态下向喷放锅排放浆料。

与卡米尔蒸煮器相比较，埃斯科蒸煮器对木片的质量要求较低，允许木片中带有木屑和锯末，且操作更简单，但在设备布置方面缺灵活性，而且全部立式布置也使规格受到限制。这种蒸煮器最适用于高得率浆和半化学浆，最大生产能力为 500～700t/d，而且产量较低时也能顺利运行。

二、塔式连续蒸煮器的进料器

（一）高压进料器

高压进料器（图 2-25）是卡米尔连续蒸煮器的关键设备，用于将料片定量地均匀地从低压的溜槽送入高压的蒸煮锅（或浸渍锅）。进料器圆筒形外壳 1 为铸钢结构，它有两个水平接管和两个直立接管。上部接管 5 与溜槽相接，供木片和药液进入料腔之用。下部接管 8 与溜槽循环泵吸入管相接，供从料腔中抽出药液之用，左边接管 6 与上循环泵压出管相接，供将循环药液送进料腔之用。右边接管 7 经上循环管路与锅顶分离器相接，供高压药液将料腔中木片冲上锅顶分离器之用。

铸钢外壳内压入耐磨合金衬套，衬套在两水平接管和下部接管附近的内表面上沿圆周方向开有一系列长 150mm 的尖形凹槽以减轻水击。衬套下部对着接管 8 有长缝开孔，用以通过料腔抽出药液而将木片截留于料腔中。此外，两水平接管装有三角形挡板，挡板朝转子一面的平面与转子圆周切线成 18°的夹角，凸起高度约 50mm，与衬套上尖形凹槽相配合，以减轻上循环管路中由于进料器料腔的转换而暂时断流造成压力升高而引起的水击。

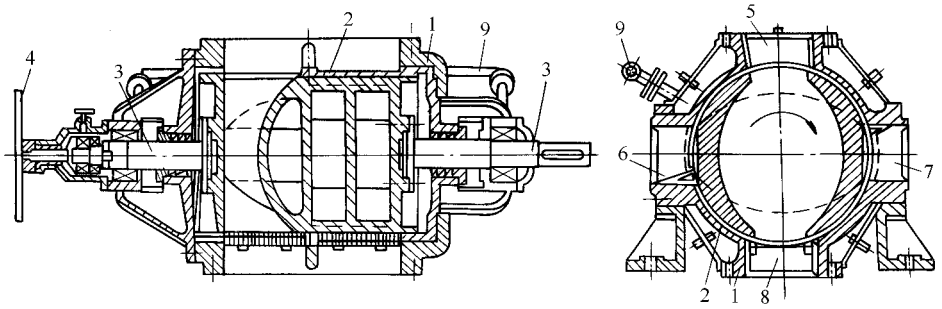


图 2-25　高压进料器

1—圆筒形外壳　2—锥形转子　3—轴　4—手轮　5～8—接管　9—平衡管

锥形转子 2 由铬钢铸成，它有四个穿过轴线的料腔。它们沿转子轴向呈螺旋状排列而互不相通。四个料腔中两个为一组，每组两个料腔是互相垂直，两组料腔又相错 45°。料腔这样配置，使得当一个料腔处于直立位置在装料片时，同组另一个料腔处于水平位置的料腔内的木片则为上循环泵压出的高压药液冲送到锅顶分离器。由于两组料腔相错 45°，所以能够连续将木片送入锅内。料腔具有异形截面。借改变长宽比而保证其截面面积不变。转子锥度为 1∶20，其直径与长度根据生产能力而定。

高压进料器两端端盖用平衡管 9 相连通，以平衡转子两端端部的压力。

正常运行时，转子温度高于外壳，为使转子与衬套间保持必要的间隙，防止咬合，外壳上装有蒸汽夹套，开车前需用低压蒸汽预热 30～40min，预先使外壳膨胀。

由于转子与衬套之间的腐蚀和磨损，可根据转子表面磨损程度和热胀情况，借手轮 4 使转子做轴向移动，最大轴向移动量为 50mm。这样当转子表面磨损量达 1.3mm 时，仍能靠转子轴向移动来调节其与衬套间间隙。正常工作时，此间隙不应超过 0.05mm。

（二）转子进料器

转子进料器是埃斯科连续蒸煮器的关键设备，其作用与卡米尔连续蒸煮器的高压进料器相同，但在具体结构上有其特点。图 2-26 为转子进料器。转子设有 13 个料腔，每个料腔的隔板上装有一把容易调节和替换的耐磨刮刀。由于刮刀数量多，所以当转子运行时至少同时有四把刀和壳体接触而起着密封蒸汽作用，壳体和刮刀均用特殊的合金钢制造，具有很高的硬度，既耐磨又耐腐蚀，而且抗划痕。转子及进料器凡是木片、药液接触处均用不锈钢制造。

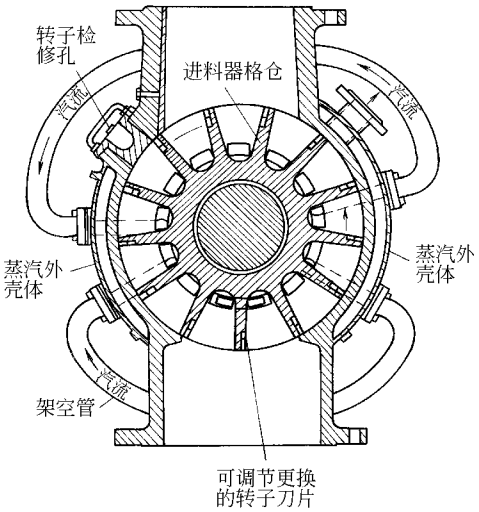


图 2-26　转子进料器

为了保证转子和外壳始终成同心状态，防止转子两侧压力不均而造成转子与壳体咬住，除了设有蒸汽压力平衡管外，还专门设计了蒸汽夹套，使转子和壳体保持同心膨胀。

可用检查孔更换调节刮刀，一般为 6 个月换一次。

三、塔式连续蒸煮器的蒸煮锅

卡米尔连续蒸煮器的蒸煮锅是一个承受 1.0～1.2MPa 压力的塔式容器。塔的本体可分

为顶部分离器、浸渍、升温加热、蒸煮、热扩散洗涤、冷却和排料装置等组成部分。汽-液相蒸煮锅在最上部还有汽蒸区。

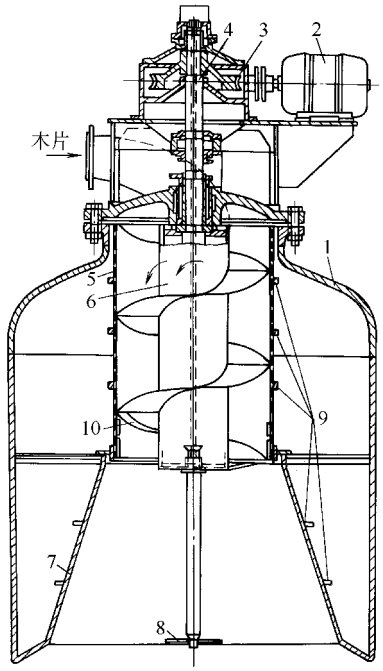


图 2-27　卡米尔连续蒸煮器标准分离器
1—锅体　2—蜗轮传动电机　3—蜗轮
4—螺旋的轴　5—滤网　6—螺旋
7—导向圆锥　8—料位（木片）指示器
9—加强筋　10—螺旋的下部加强筋

蒸煮锅壳体根据药液的腐蚀性可采用普通钢板和复合钢板制造。塔体由几段不同直径的筒节组成。锅内各区均设有抽出药液的滤网，滤网用 5mm 厚的不锈钢板制造，有长约 50mm、宽 1.5mm 的缝型滤孔。由于锅径较大（ϕ2600～ϕ4000mm），为保证各个截面上温度、药液浓度一致，锅体中心设有不同长度的同心套管，使循环药液分别回流于各个对应截面上。

锅顶分离器有多种。液相型蒸煮锅锅顶采用标准分离器，汽-液相型蒸煮锅采用反向分离器或倾斜分离器。采用反向分离器时，锅内液位可以随意控制，可进行汽相蒸煮、液相蒸煮或汽-液相蒸煮，扩大了塔式连续蒸煮器的适应性。

标准分离器中充满液体，在液相压力下工作。从高压进料器送来的料片中的药液从滤网滤出，而料片落入蒸煮锅内或浸渍锅内。它用于液相单锅蒸煮系统和双锅系统中的浸渍锅。标准分离器的结构如图 2-27 所示。

它由直立螺旋 6、空心轴 4、电动机 2 及圆筒滤网 5 组成。滤网由厚 6mm 不锈钢制造，长缝宽 2mm，缝距 6.5mm。为使滤网孔保持畅通，螺旋叶片与滤网间隙应保证在 0.5mm 以内。高压药液冲送来的木片，由螺旋压入锅内，而大部分药液穿过滤网进入环形室，再抽回循环管路。锅内料位指示器装在分离器内。信号仪通过拉杆和在旋转空心轴内的旋转轴相连，旋转轴的尾端装有水平叶片。当料位超过叶片时，叶片受到阻力，拉杆的扭矩发生变化，然后转换为脉冲反映在控制屏上。

锅底排料装置（图 2-28）用于连续排料。它由焊有叶片 2 的刮料器和中心管 3 构成，中心管顶部有冷黑液分布器。刮料器由电动机经 V 带、蜗轮减速器拖动，转速为 1.65～6r/min。刮料器转动时将冲稀降温的浆料刮到锅底中部的排料口。70～80℃ 的稀黑液由高压泵打入锅底周围喷嘴及中心管 3，部分用于冷却浆料并保持锅内既定液压，部分从滤网抽出，加热后用于热扩散洗涤。锅底中部还设有高压蒸汽接管，以备开车及必要时使用。

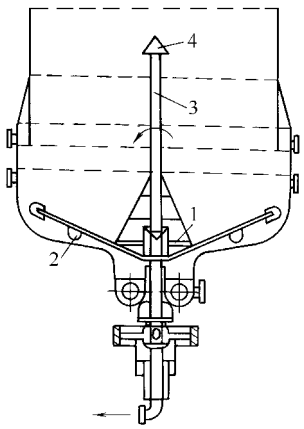


图 2-28　卡米尔连续蒸煮器的排料装置
1—底刮刀　2—叶片　3—中心管
4—分配锥体

埃斯科连续蒸煮器的锅体的中部和下部分别设有自动清洗的筛网，以保证药液循环及抽出黑液而不堵塞筛网。

四、塔式连续蒸煮器的其他设备

（一）木片计量器

计量器用于将木片均匀地从料仓送入蒸煮器。图 2-29 为格仓转子式木片计量器。它主要由外壳、格仓转子、端盖等部分组成。在外壳上有进料口 4 和视镜 5，视镜便于观察进料情况。格仓格子分成若干个小格，当木片从入口 4 进入转子后，转子转动 90°，可供低压进料器给料一次，每转动一周可给料四次，它的转速可根据纸浆产量自动调节，一般为 7 ～ 12r/min。当转子出现故障或卡料时，可打开检查孔 6 检查和清洗。

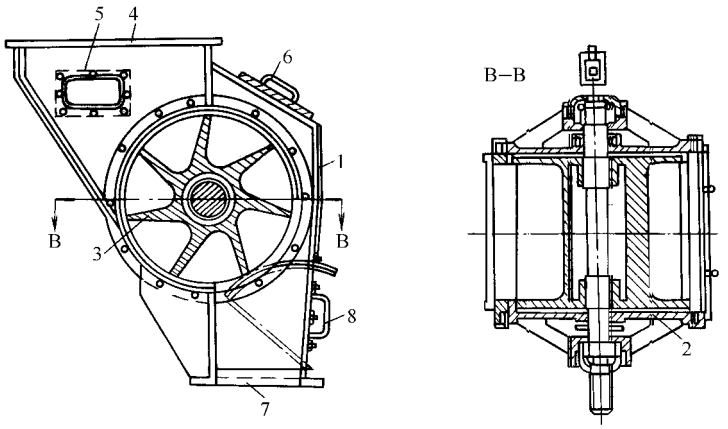


图 2-29　木片计量器

1—外壳　2—端盖　3—不锈钢转子　4—进料口　5—观察孔　6—检查孔　7—出料口　8—木片取样装置

（二）低压进料器

低压进料器（图 2-30）用于将计量器送来的木片连续均匀地送入汽蒸室，并作为汽蒸室的密封装置。它由铸钢外壳 1 和锥形格仓转子 2 构成。转子两端支承于铸钢端盖轴承架中的轴承上。为防止木片落入转子与外壳之间，进料口的侧壁上装有固定底刀。外壳侧面有接管，用于将转子格仓中的乏汽排入料仓中加热木片。

转子用铸钢制成，其工作表面需进行多层堆焊，底层用镍，上面两层用含 13% ～15% 铝的铝青铜堆焊，最后进行精加工。转子锥度为 1∶20。根据转子表面磨损程度，以及转子受热情况，转子可借手轮 5 调节其轴向位置，调节后用定位螺钉 6 固定住。转子轴向位移量最大可达 60mm，当转子工作表面磨损量达 1.5mm 时，仍能消除转子与外壳之间过大的间隙。正常工作时，此间隙应小于 0.05mm。工作时转子表面速度约为 0.9m/s 左右。

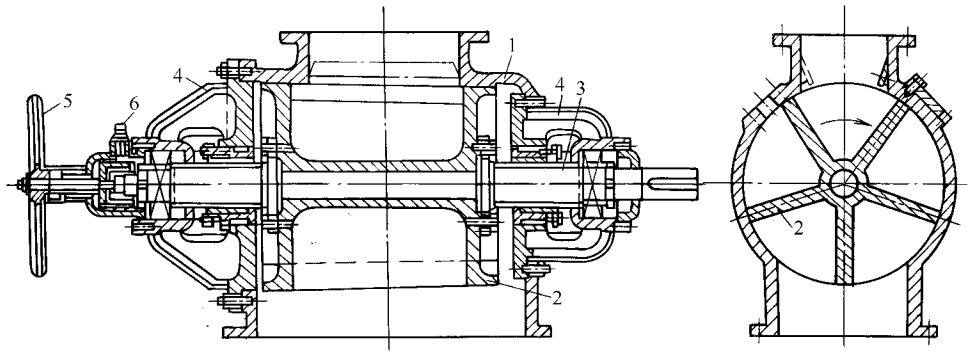


图 2-30　低压进料器

1—外壳　2—转子　3—轴　4—端盖　5—手轮　6—定位螺钉

进料器在试车前应在 260kPa 压力下进行水压试验。操作时，须在汽蒸室通汽之前开动，否则可能因转子受热不均衡而启动困难。

（三）汽蒸罐

汽蒸罐（图 2-31）用于预汽蒸料片，从料片中驱逐出空气，利于药液的渗透。它是一个稍有倾斜设置的卧式推进搅拌容器。外壳和螺旋输送器用不锈钢制造，中心轴用碳钢钢管表面衬不锈钢板制成。低压进料器送来的料片被转速为 3～7.5r/min 的主轴慢慢输送和搅拌，同时加进 0.07～0.15MPa 的低压蒸汽，将料片加热至 100～120℃ 至排料口排入溜槽。罐内的未凝蒸汽排入过滤器，滤出细小料片，不凝汽通入料仓。

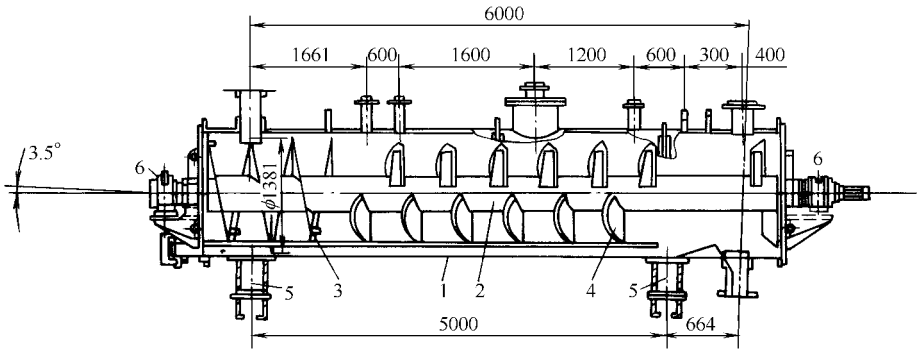


图 2-31　汽蒸罐

1—壳体　2—主轴　3—螺旋叶片　4—搅拌叶片　5—支架　6—轴承

（四）溜槽

溜槽位于汽蒸罐与高压进料器之间，由药液循环泵来的药液把溜槽中的料片冲入高压进料器的转子空腔中。溜槽为矩形截面的上下两节直立不锈钢壳体，中间用膨胀节连接成整体。上下节都设有循环药液进口管和视孔。溜槽侧壁装有放射性料位计的传感器，当溜槽中料片达到最高料位时，即向操作台发出光信号，此时应立即停送料片。

溜槽内液位通过连接液位槽的管路上的调节阀调节，保持恒定液位，这是塔式连续蒸煮器系统运行的必要条件。液位过低时，由汽蒸罐来的蒸汽使高压进料器转子料腔内装不满料片，等该腔转到水平位置时，将使循环管路发生水击；液位过高时，会使落入溜槽中的料片浮起不易冲入料腔。溜槽工作压力为 0.22MPa。

第五节　横管式连续蒸煮设备

国外横管式连续蒸煮器有潘地亚（Pandia）、荻菲布莱特（Defibrator）和格林柯（Grenco）等类型，其中以潘地亚最为常用。

潘地亚连续蒸煮器是美国布莱克-克劳逊公司潘地亚公司（Black-Clawson Co. pandia division）于 1948 年研制成功，取名潘地亚连续蒸煮器。原来主要用于生产阔叶木中性亚硫酸盐法半化学浆，由于它很适合草类纤维的蒸煮，国外较大型的蔗渣和草浆厂多采用这种设备。单台设备的生产能力比卡米尔蒸煮器小，目前国外实际使用最大的为 300t 浆/d。到 20 世纪 70 年代末，世界各地已有数百台投入生产，浆产量仅次于卡米尔连续蒸煮器。

国内自国产第一台 10t/d 横管式连续蒸煮器和引进的第一台 50t/d 横管式连续蒸煮器于 20 世纪 70 年代初投产以来，横管式连续蒸煮器已迅速国产化。天津轻工机械厂从瑞典 Sunds Defibrator 公司引进了 50～150t/d 的横管式连续蒸煮器。可生产化学浆（碱法、酸法

及亚铵法）或半化学浆，配用热磨机也适用于木片 CTMP 的生产。据不完全统计，国内已有十几家草浆厂已采用了国产横管式连续蒸煮器。

横管式连续蒸煮器是属于高温快速的蒸煮设备，即原料进入密闭的蒸煮设备后，即为直接蒸汽迅速加热至较高的蒸煮温度（175～190℃），蒸煮周期较短，根据原料、浸渍条件、成浆质量要求不同，蒸煮时间约为 10～50min。

一、横管式连续蒸煮器简介

近年国际上常见的横管连续蒸煮工艺流程主要有如下三种型式：①适用于密度小、可压缩性大、易形成料塞及药液吸收性强的原料，如稻麦草、蔗渣和芦苇等，该系统采用卧式螺旋预汽蒸器、大压缩比螺旋喂料器及喷淋混合的方式施加药液，称为软质非木纤维原料的连续蒸煮器；②采用立式活底料仓预汽蒸、小压缩比螺旋喂料器及压力浸渍器浸渍药液，它更适用于药液吸收性较差的竹片、棉秆、木片等，称为硬质非木纤维原料的连续蒸煮器；③采用双喷放横管连续蒸煮器流程，本流程属美国 Peadco 公司专有技术，适用于蔗渣、麦草、竹丝为原料的蒸煮。

图 2-32 为软质非木材纤维原料的连续蒸煮流程图。经湿法备料脱水后的草料进入回料螺旋 1，草料经回料螺旋的第一个出料口并通过销鼓计量器 2 定量地进入连蒸系统，约剩余 5% 的草料通过第二出口回湿法备料的碎草机中。草料经计量器连续定量地送入预汽蒸螺旋输送机 3 内，经预汽蒸器顶盖上的喷嘴，将蒸煮药液喷洒到草料上，由两条桨式螺旋输送机进行混合，使草料受到均匀的浸渍，同时草料受到低压蒸汽的预热至约 85℃，在此草料中的空气得以排除。浸渍后的草料连续均衡地进入螺旋喂料器 4 中。螺旋喂料器的作用是将草料连续均匀地送入压力约 1.0MPa 的蒸煮管 6 内，并作为压力密封装置。原料通过螺旋喂料器后被压成“料塞”。螺旋喂料器是连蒸的关键设备，如果草料量太小，料塞形成不紧密，密封不住蒸煮管的气压，就可能出现反喷现象——即草料被蒸煮管中的蒸汽反吹出来，这样生产将无法继续，为了避免反喷发生，在 T 形管上设有防反喷的锥形阀头，当草料少到一定的程度，喂料器的功率降到某一值时，说明有可能要出现反喷，这时喂料器的功率变送器给防反喷装置一指令，锥形阀头就会迅速堵住出口，防止反喷产生，当料塞紧回到适当值时，阀头会自动打

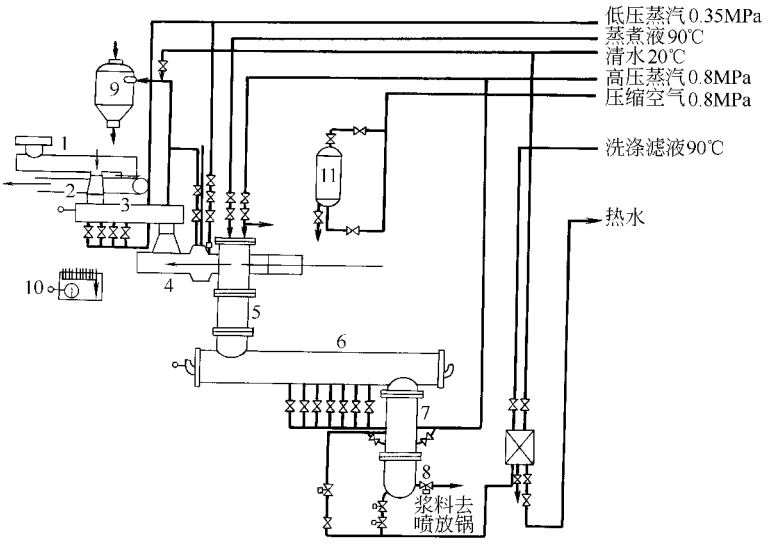


图 2-32　适用于软质非木材纤维原料的连续蒸煮流程图

1—螺旋输送机　2—销鼓计量器　3—预汽蒸螺旋输送机　4—螺旋喂料器　5—T 形管　6—蒸煮管　7—中间管　8—卸料器（带喷放阀）　9—旋风分离器　10—润滑器　11—储气罐

开。在T形管的上方还有蒸煮药液和蒸汽入口，料塞落入蒸煮管后即由于吸液和吸热，而恢复原有体积，并进入175℃左右的蒸煮阶段，蒸煮管中的螺旋输送器翻动并推动草料前进。经过175℃15～20min蒸煮成浆后，在中间管7、卸料器8中用洗浆送来的稀黑液冷却稀释到100℃以下，喷放到喷放锅中再送至洗浆工段。

对于竹片等硬质非木材纤维原料，由于原料吸收药液的性能差，而采用压力浸渍的方法施加药液，其特点是采用双螺旋计量器计量，在预汽蒸器中对原料低压汽蒸软化，而后在立式浸渍器中进行药液的浸渍，经蒸煮喷放。对于双喷放连蒸系统，则采用双蒸煮管，由第一管喷放到第二管降压继续蒸煮，然后再喷放入喷放锅。

二、横管式连续蒸煮器的螺旋喂料器

螺旋喂料器是横管连续蒸煮器最关键的设备，它决定着整个系统的运行稳定性。它的作用是在系统进料的同时使料片被压缩形成料塞来封住蒸煮管中的蒸汽压力的反冲。对于不同原料的物理特性，如形状、大小、内摩擦系数、流动性等，对螺旋喂料器的设计都有很大的影响。

螺旋喂料器有两种基本结构型式：饥饿型和充满型。饥饿型喂料器进料溜槽的截面大，进料螺旋的几何压缩比为3.5∶1，螺旋直径大，采用定速电机，由计量器控制和定量给料，其供料特点是向进料螺旋的供料量少于螺旋的推送量，料片在进料溜槽中不允许停留和堆积。它适用于稻麦草、芦苇、蔗渣、经粉碎的棉秆和竹丝等流动性较差、容重小、易于“架桥”堵塞的料片。而充满型喂料器恰好与之相反，进料螺旋的几何压缩比为1.8∶1，螺旋直径、进料溜槽均比饥饿型小得多，要求进料槽充满一定的料片量，还装有振动器，采用调速电机。它具有计量功能，能完成充满、成塞和适应不同产量的要求。它适用于木片、竹片、荻苇片等。

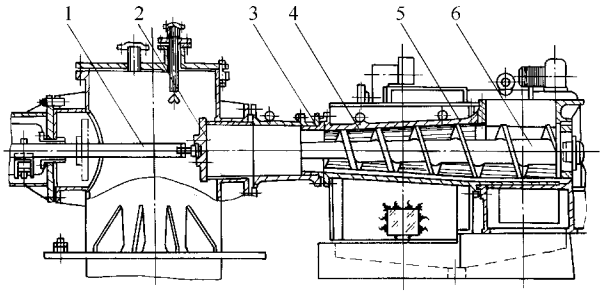


图2-33　横管式连续蒸煮器进料装置

1—阀杆　2—阀头　3—料塞管　4—防滑条　5—锥形壳体　6—喂料螺旋

螺旋喂料器主要由喂料螺旋、锥形壳体、料塞管和传动装置等组成（图2-33）。

喂料螺旋在结构上分成输送段、压缩段和光轴段三段。输送段起计量和喂料作用，它的设计确定了进料的能力；它通常设计成定外径螺旋叶片、变螺距、变螺旋根径的结构。压缩段起输送、压缩料片进行脱水和增加料塞密度的作用。它设计成变外径，变螺旋根径和变螺距的结构。不同原料应选用不同的压缩比。所谓压缩比即进料螺旋压缩段第一个与最后一个螺距的螺旋槽容积之比。压缩比可参照图2-34求得。

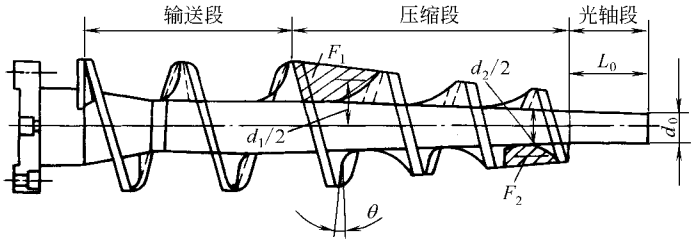


图2-34　喂料螺旋

$$I = V_Y / V_2 = F_1 d_Y / F_2 d_2 \tag{2-7}$$

式中 I ——压缩比

V_1、V_2 ——喂料螺旋压缩段进入端与出料端空腔容积

F_1、F_2 ——同上螺旋槽进入端与出料端截面积

d_1、d_2 ——同上螺旋槽截面积的重心位置所在的理论直径

喂料螺旋的直径、螺距、锥度和长度取决于压缩比，而压缩比主要同原料的容重、软硬及可压缩性有关。一般认为，容重轻、可压缩性大、易形成料塞的稻麦草、蔗渣、竹丝、芦苇等原料，应选用压缩率、压缩比较大（3∶1～3.5∶1）的大压缩比短料塞管的螺旋喂料器；而对于竹片、木片等容重大、可压缩性小、不易成塞的原料，则应选用压缩率、压缩比较小（1.8∶1～2∶1）的小压缩比长料塞管螺旋喂料器；对于容重介于上述两类原料之间的芒秆、棉秆等原料应根据具体条件通过试验确定，其压缩比介于 3∶1～2∶1 之间。螺距一般取螺旋直径的 0.8 倍，目前一般采用长螺旋小锥度，以有利于料塞的形成。

光轴段的作用是提高料塞芯部的密度以减少蒸煮管蒸汽和浆料的反喷。光轴直径约为料塞直径的 1/3，光轴段长径比约为 1～1.5。

喂料螺旋用铸钢制成，由于挤压原料，磨损较严重，故喂料螺旋压缩段螺旋工作表面与光轴段表面应喷焊 2～3mm 厚的耐磨硬质合金以提高其耐磨性能，而螺旋槽表面应保持光滑以防止料塞转动。

由于喂料螺旋需经常修理更换，螺旋体本身均单独制造，其与传动轴之间一般多采用凸凹槽联轴器连接，对中轴心线后用柱销定位，借螺栓的数量与刚度保持螺旋不至悬垂。此种结构设计允许超载能力为设计负荷的一倍以上。传动轴由于承受较大的轴向载荷，常用两套双列向心球面滚柱轴承和一套单列圆锥滚柱轴承支承。

喂料螺旋装于机壳内。机壳也用铸钢制成。为便于装配和检修，机壳设计成水平剖分式。机壳内表面开有防滑槽，在槽内镶有防滑条块，用以防止原料压缩时周向滑动。为防止防滑条过度磨损，防滑条表面也须有耐磨合金堆焊，并进行机械加工。防滑条可用 2cr13 铜或 3cr13 钢制成，磨损后可更换。防滑条数目一般为 6～10 条，沿机壳内径均布，防滑条宽约 15～20mm，凸出机壳内表面高度一般为 2mm 左右，原料为木片时可以略高些。喂料螺旋与机壳内防滑条之间的间隙应保持在 0.1～0.8mm。在上半个机壳未装配之前，检查螺旋与下半个机壳之间的间隙。机壳下半部分还应开有阶梯形小孔或梯形栅缝，小孔有效直径一般取 5～10mm，以利料塞挤压脱水，机壳小端的开孔率应大些。

机壳与扩散管连接，扩散管内装有一段直径不变的接管，喂料螺旋前端延伸部分伸入其中，用以使原料压缩后在此管中造塞，故称料塞管。在料塞管中料塞连续形成，又连续被推入扩散管。料塞管内壁分为光管和带防滑槽的两种。料塞管内径按喂料螺旋小端直径决定，料塞管长度对螺旋喂料器正常工作影响极大。料塞管太短时，难以形成紧密的料塞，容易发生反喷；相反，如果料塞管太长，不但会消耗过多的动力，还容易引起堵塞，加剧螺旋轴、机壳和料塞管的磨损，加剧纤维损伤，从而降低成浆的强度。所以料塞管的长度必须根据原料的具体条件通过试验才能确定。一般硬质原料应增加料塞管的长度，软质原料相对来说应短一些。

料塞管的理论计算长度可按下式计算：

$$L = 0.576 \frac{D}{Kf_k} \cdot \mathrm{tg} \frac{p_1}{p_2} \tag{2-8}$$

式中 L ——料塞管长度，cm

D ——料塞管内径，cm

K ——旁压系数，一般取 0.8～1.0，对软质料片取大值

f_k ——动态摩擦因数，一般取 0.45～0.50，对软质料片取较小值

p_1 ——螺旋推进压力，MPa

p_2 ——蒸煮管内最大工作压力，MPa

按上述计算所得的 L 值一般偏大，需要在试生产时按现场实际情况逐次切短修正。最佳长度是使料塞能够连续形成，且不产生反喷，而动力消耗最小。

经螺旋喂料器推出的原料湿含量一般在 50％以下。湿含量大小与螺旋压缩比、料塞管长度有关。螺旋喂料器转速一般为 30～90r/min，原料为木片取较小值，草片取较大值。要调节适当的进料量，可由调节变速器而变动螺旋转速来实现。

喂料螺旋的转速可按下式计算，并在实测产量后做最后确定。

$$n=\frac{Q}{1.44Y\cdot\beta\cdot\rho\cdot V} \tag{2-9}$$

式中 n ——喂料螺旋转速，r/min

Q ——粗浆产量，t/d

β ——综合填充系数（包括填充系数和打滑系数），饥饿型常取 $\beta=0.3\sim0.6$，充满型取 $\beta=0.7\sim0.8$

ρ ——料片堆积密度，kg/m^3

V ——靠近输送段的锥形压缩段的一个整螺距的螺槽腔容积，m^3

Y ——粗浆得率

料塞密度约为 400～500kg/m^3。饥饿型在形成料塞前的料片密度大致为 149kg/m^3，充满型在形成料塞前的料片密度大致为 189kg/m^3，要使这参数提高到 400～500kg/m^3，主要是腔内料片沿轴向上的压缩来达到。

螺旋喂料器所需用功率常按经验公式计算如下：

$$P=1.6QCD/Y \tag{2-10}$$

式中 P ——螺旋喂料器需用功率，kW

Q ——粗浆产量，t/d

C ——按不同型号选取的常数

D ——按平均每天每吨喂送料片量计所需配备的功率，一般取 $D=0.3\sim0.5$kW/(t·d^{-1})

Y ——粗浆得率

实际上配置电机功率均大于上述计算值一倍以上以保证连续运行的可靠性。

螺旋喂料器的主要参数见表 2-7。

表 2-7　　螺旋喂料器的主要参数

类　型		饥　饿　型		充　满　型	
螺旋直径/in(mm)		17(432)	23(584)	12(305)	13.5(343)
电动机功率/kW	最小	90	150	110	110
	最大	200	225	225	250
最高转速/(r/min)		100	75	155	150
每转输送量/[L/(r/min)]		17.4	52.1	9.26	10.2
单位供料量所需功率[kw/(t/d)]		0.3～0.5	0.3～0.5	0.4～0.5	0.4～0.5

三、横管式连续蒸煮器的蒸煮管

蒸煮管是连续蒸煮器的主要部件，料片经前面处理后，到蒸煮管内继续与药液一起被搅拌混合均匀并按规定的压力、温度直接进行通汽加温一定时间，直到蒸煮成浆，并推送到卸料器。

近年来国际上蒸煮管向大型管径发展，在一套连续蒸煮器中蒸煮管根数一般不超过 3 根。蒸煮管支承于两个支架上，结构上应能消除热膨胀的影响，一般一端固定于一支架上，另一端松装于另一支架。最上一根蒸煮管与 T 形管接管上设有膨胀节。

蒸煮管结构见图 2-35。蒸煮管内的螺旋均设有单独的传动装置，便于进行调速以适应蒸煮过程的需要。螺旋叶片已出现变径变距的新结构，螺旋叶片是一段大、一段小相继组成。这种结构的螺旋可使蒸煮管内料片的填充系数达 75%，并能保证料片得到均匀的搅拌、蒸煮。每根蒸煮管的螺旋轴上对着排料口装有 4～6 片拨料叶片。拨料叶片的作用是拨散、搅匀料片，防止排料口附近积存死料。对于稻麦草、龙须草和棉秆等原料，拨料叶的片数应沿蒸煮流程的反方向逐管减少。双管连蒸器，第 1 管 4 片，第 2 管 6 片。

蒸煮管的长度一般为 8～15m，直径为 500～1500mm。蒸煮管长度受螺旋长度的限制，因螺旋两轴头支承于蒸煮管端盖的轴承座上，中间无支承，由于本身重力将产生很大挠度。螺旋外径与蒸煮管内表面间的间隙通常取 15～20mm。为防止已浸药液原料沿管壁周向滑动，在蒸煮管下部约 150°范围内沿轴向焊有四条厚度为 10～12mm 的防滑条，使螺旋外径与防滑条间的间隙保持在 3～8mm。

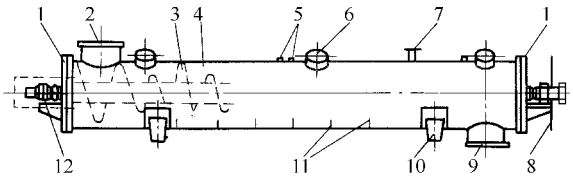


图 2-35　蒸煮管

1—端盖　2—进料管　3—推料螺旋　4—壳体　5—仪表接孔　6—手孔　7—备用排汽管　8—传动链轮　9—出料管　10—支座　11—进汽管　12—轴承

连续蒸煮器的生产能力与蒸煮管的有效容积成比例：

$$V_e = \frac{Qt}{1.44\rho_i Y} \tag{2-11}$$

式中　V_e ——蒸煮管的有效容积，等于理论计算容积乘以 0.75 填充系数

Q ——绝干粗浆量，t/d

t ——蒸煮时间，min，由生产经验或试验确定

ρ_i ——料片在蒸煮管内的平均堆积密度，kg/m^3，对木片、竹片取 240kg/m^3，草片取 170～200kg/m^3

Y ——粗浆得率，%

由上式计算容积后，按表 2-8 选用，一根容积不够时可采用二根或三根。

表 2-8　　蒸煮管的主要参数

型　　号	TS0041—S TS0042—C	TS0043—S TS0044—C	TS0045—S TS0046—C
蒸煮管内径/mm	1220	1370	1520
蒸煮管长度/mm	9150	9150	9150
容积/m^3	8.3	10.5	13.2

续表

型　　号	TS0041－S TS0042－C	TS0043－S TS0044－C	TS0045－S TS0046－C
有效容积/m^3	6.23	7.9	9.9
进料端螺旋（外径×螺距）/mm	ϕ1168×406	ϕ1320×410	ϕ1470×410
螺旋轴转速/(r/min)	0～2	0～2	0～2
螺旋根径/mm	ϕ356	ϕ406	ϕ406

蒸煮管内螺旋的转速可按下式计算：

$$n=\frac{Q}{1.31\,Y\rho_i(D^2-d^2)\,S\cdot\phi} \tag{2-12}$$

式中　n ——蒸煮管内螺旋转速，r/min

Q、Y ——同上式

ρ_i ——料片在蒸煮管进料端的堆积密度，kg/m^3，对于蔗渣、麦草、苇片（经湿法备料、螺旋进料器后）在第一根蒸煮管为 150～200kg/m^3，竹丝为 215kg/m^3；在第二根蒸煮管为 200～250kg/m^3，竹丝为 280kg/m^3

D ——螺旋叶进料端外径，m

d ——螺旋叶进料端根径，m

S ——螺距，m

ϕ ——填充系数，取 0.4～0.5

蒸煮管螺旋最高转速，可为计算所得转速的 1.5～2 倍。有时某一管中蒸煮时间不需要太长时，亦可加快转速使蒸煮时间缩短。

蒸煮管螺旋需用功率，对表 2-8 所述的三种规格的蒸煮管，其螺旋配用直流电机功率在理论上 11kW 已足够，但为了保证长期连续运行的可靠性，实际配用为 20～22kW。

四、横管式连续蒸煮器的其他设备

（一）计量器

连续蒸煮器正常运转的一个十分重要的条件是均匀、连续、定量供料。计量器的选择对整个系统影响很大，如选择不当，不但会影响计量的准确性，甚至会影响均匀连续进料，诱发螺旋喂料器发生堵塞反喷。

横管连蒸应用于非木材纤维原料大多采用双销鼓、双波轮或双螺旋计量器，它们都配有变速传动，通过调节其转速达到计量并控制供料量。

1．双波轮计量器（图 2-36）

国内设计的双波轮计量器适用于蔗渣、稻麦草、龙须草、芦苇、荻苇等非木材纤维原料。它是由外壳、缓冲料槽、波轮鼓、弧形挡板、刮刀和出料口组成。来自中间料仓的料片，由顶部进入缓冲料槽，依靠重力作用自然下落，通过两个波轮鼓之间的计量容腔，经出料口进入预汽蒸螺旋输送机。在缓冲料槽中，要求保持有一定的料位，以确保计量器的计量容腔充满料片，保证计量的准确性。缓冲料槽的有效容积为计量器每转计量能力的 1.0～1.5 倍，一般采用倒锥形料槽，其高宽比为 1.5～2.0。波轮鼓是起计量作用的主要部件，其横截面为星形，其计量容腔沿圆周均布，一般设计选择 8 格计量容腔。弧形挡板的内径与波轮鼓外沿的间隙一般为 5mm 左右。刮刀的作用是防止原料自下部随转鼓回流波轮鼓两边。

刮刀共有 4 个，对称安装在壳体下部出料口两侧。

电动机通过减速装置带动波轮鼓，依靠过桥齿轮的传动，使两个波轮鼓同步反向旋转。传动装置可以在一定范围内无级调速。波轮鼓的转速通常为 1～3r/min。

双波轮计量器的计量能力可按下式计算：

$$Q = 1131 d^2 LZ\rho\phi n \qquad (2\text{-}13)$$

式中 Q——按每日 24h 计的绝干（BD）料片计量能力，kg/d

d——波轮每格计量腔的当量直径，m，$d = \sqrt{D^2 + A^2 - 2DA\cos\frac{\alpha}{2}}$

D——波轮直径，m

A——两波轮中心距，m

α——波轮每格计量腔所包含的圆心角，(°)，$\alpha = 360°/Z$

Z——一个波轮上的格数

L——波轮面宽，m

ρ——绝干料片堆积密度，kg/m^3

ϕ——料片在计量腔中的充满系数，一般为 0.8～1.0，视原料选定，蔗渣、稻麦草可取 $\phi=1$，荻苇 $\phi=0.9$，芒秆 $\phi=0.88$～0.85

n——波轮转速，r/min

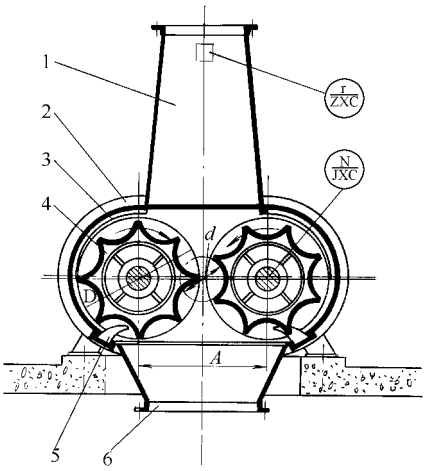


图 2-36 双波轮计量器结构示意图
1—缓冲料槽 2—壳体 3—弧形挡板
4—波轮鼓 5—刮刀 6—出料口

当设计用于荻苇、芒秆料片的计量器上部缓冲料槽时，应注意使料槽宽度小于两波轮中心距 A，以避免料片被挤压。国产双波轮计量器的主要技术参数见表 2-9。

表 2-9 国产双波轮计量器的主要技术参数

名　称	波轮鼓尺寸（直径×面宽）/mm		
	ϕ650×660	ϕ900×760	ϕ980×840
波轮转速/(r/min)	1～3	1～3	0.3～0.4
电机功率/kW	3+1	5+1.67	7.5
调整方式	整流子变速电机	同左	直流晶闸管调速
配用的横管连蒸能力/(t/d)	15	30	50
计量能力/[m^3·(r/min)]	0.26	0.46	0.65
原料	麦草、蔗渣	麦草、龙须草	芦苇、芒秆

2. 双螺旋计量器（图 2-37）

双螺旋计量器主要适用于硬质料片如木片和竹片等的计量，也可用于软质料片如蔗渣、芦苇等。它是由两根回转方向相反的螺旋和外壳组成。为保证料片均匀下落到计量器内，进料口尺寸较大，且进口处螺距递增，而进口处螺旋轴径朝料片前进方向递减。在出料口处螺旋尾设计应使最后一个螺旋翼直径逐渐缩小或改螺旋成为松散棒，使出口料片较为均匀松散地排出。国产双螺旋计量器技术参数如表 2-10 所示。

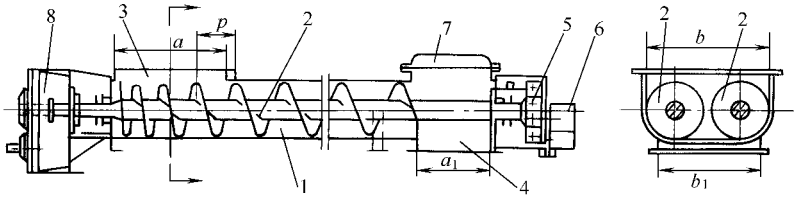


图 2-37　双螺旋计量器

1—壳体　2—计量螺旋　3—进料口　4—出料口　5—轴承　6—测速及断链报警装置
7—检视盖　8—传动装置

双螺旋计量器的计量能力可按下式计算：

$$Q = 2262(D^2 - d^2)S\rho n\phi \qquad (2\text{-}14)$$

式中　Q——每月 24h 计的绝干料片计量能力，kg/d

D——螺旋翼缘外径，m

d——螺旋轴径，m

S——螺旋片导程，m

ρ——料片堆积密度，湿法备料麦草取 80～90kg/m³，蔗渣取 115kg/m³，芦苇取 90～130kg/m³，竹片取 150～200kg/m³，棉秆取 100～150kg/m³，木片取 130～200kg/m³

n——螺旋转数，r/min，通常取 10～55r/min

ϕ——填充系数，对木片一般取 0.75

表 2-10　　国产双螺旋计量器的主要技术参数

螺旋尺寸（外径×内径×螺距）/mm	进料口尺寸（$a \times b$）/mm	出料口尺寸（$a_1 \times b_1$）/mm	进出口中心距/mm	螺旋转数/(r/min)	电机功率/kW
305×107×220	600×160	186×660	1200	5～80	15

（二）T 形管

T 形管（图 2-38）是料塞同药液及蒸汽的汇合处，并附有喂料器的防反喷装置。它适用于软质非木纤维原料，与饥饿型螺旋喂料器配套使用。

T 形管是一个十字铸钢阀壳，其一端与扩散管法兰连接，下端与蒸煮管进料接管连接。对着扩散管有一密封活塞（防反喷阀头），由气缸经活塞杆拖动。当料塞紧密性降低时，气缸气路上的电磁阀打开，压缩空气即进入气缸活塞后面，推动密封活塞紧压于扩散管阀盘上，而将扩散管封闭。当料塞紧密性达到要求时，电磁阀关闭，而将压缩空气送入气缸活塞的另一侧，密封活塞即退回原来位置，料塞又继续送入接管中。T 形管的技术参数如表 2-11 所示。

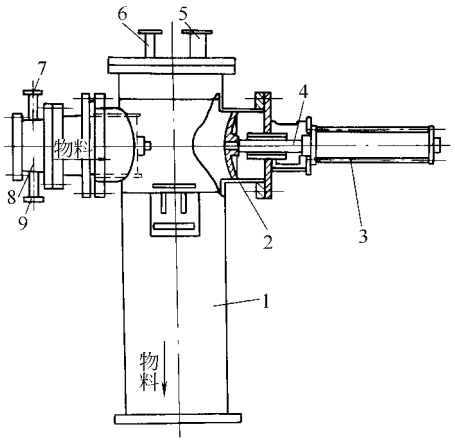


图 2-38　T 形管

1—T 形管体　2—防反喷阀头　3—气缸
4—活塞杆　5—进汽管　6—进药液管
7—松散物料备用的进药液管　8—与螺旋喂料器连接的扩散管　9—支承喂料器底板的支座

（三）压力浸渍器

它是同充满型螺旋喂料器配套使用的相当于上述 T 形管的加药加汽装置。料片到此由压缩转为膨

胀，迅速吸入药液，使料片经过浸渍，改进浆的质量，减少浆渣。

表 2-11　　T 形管的主要技术参数

型　　号		TSOO31	TSOO32
规格尺寸（内径×高）/mm		ϕ720×2585	ϕ915×2585
公称容积/m^3		1.1	1.7
防反喷用气缸	设计压力/MPa	1	1
	（内径×行程）/mm	ϕ200×762	ϕ320×950
配用的螺旋喂料器直径/mm		ϕ432	ϕ584
配用的横管连蒸器产浆能力/（t/d）		50～100	100～200

压力浸渍器（图 2-39）为一台立式双螺旋提升机，装在加高了的壳体（T 形管）内，它也有气动活塞防反喷装置，其锥形阀头与料塞为常闭方式。料塞出来即被阀头破碎。气缸压力按需要控制，气压一般为 0.5MPa，阀头位置由限位开关调节控制。浸渍器内液位高度约为总高度的 80%，配有液位和温度监控仪表。料片在 50～80℃ 的药液中浸渍 1～1.5min，借浸渍器的高度和提升螺旋的转速来控制。浸渍器的壳体与螺旋喂料器底板相铰接，浸渍器入口与喂料器出口管间有填料密封结构，这种连接方式可消除温差造成的应力。

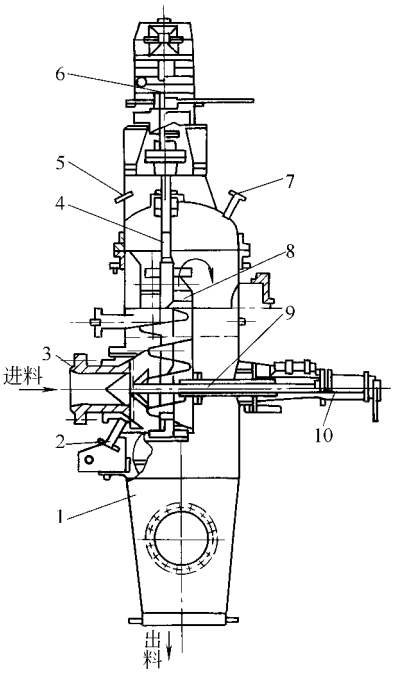


图 2-39　压力浸渍器

1—外壳　2—进药液管　3—接螺旋喂料器的接口　4—提升螺旋　5—进药液管　6—提升螺旋的传动　7—进汽管　8—浸渍区壳体　9—防反喷阀　10—气缸

压力浸渍器的生产能力主要决定于提升螺旋转速，转速越快，生产能力越大。目前生产能力为 200t/d 以下的横管连蒸只有一种规格。其主要参数如下：浸渍区总容积 V 为 1.05m^3，有效浸渍容积 V_ε 为 0.84m^3，浸渍螺旋每转提升能力 V_s 为 0.0567m^3·(r·min^{-1})，进入物料量为：

$$V_c = Q/1.44\rho Y \qquad (2\text{-}15)$$

式中　V_c ——进入物料量，m^3/min

Q ——粗浆产量，t/d

ρ ——物料堆积密度，kg/m^3

Y ——粗浆得率，%

提升螺旋的理论转速：$n = \dfrac{V_c}{V_s}$，r/min

浸渍时间：$t = V_\varepsilon / V_c$，min

（四）卸料器

卸料器（图 2-40）装在蒸煮管的出浆口，用于清除喷放阀进口的孔板，保证浆料连续不断从蒸煮管排出。

卸料器有卧轴和立轴两种型式。卧轴式卸料器用于热喷放，热喷放时浆料浓度为 10%～12%，温度为 160℃ 左右。而立轴式卸料器用于冷喷放，冷喷放时由洗浆工段来的黑液冷却并稀释浆料至 90～95℃ 和 5%～6% 浓度。

卧轴式卸料器内有刮板搅拌器把浆料推送至喷放阀。它通常安装在地面基础上，为减少水平方向的温差应力，它应靠近蒸煮管固定支座端。而为减少垂直方向的温差应力，在卸料器底座和基础板之间放置了 4 处碟形弹簧。

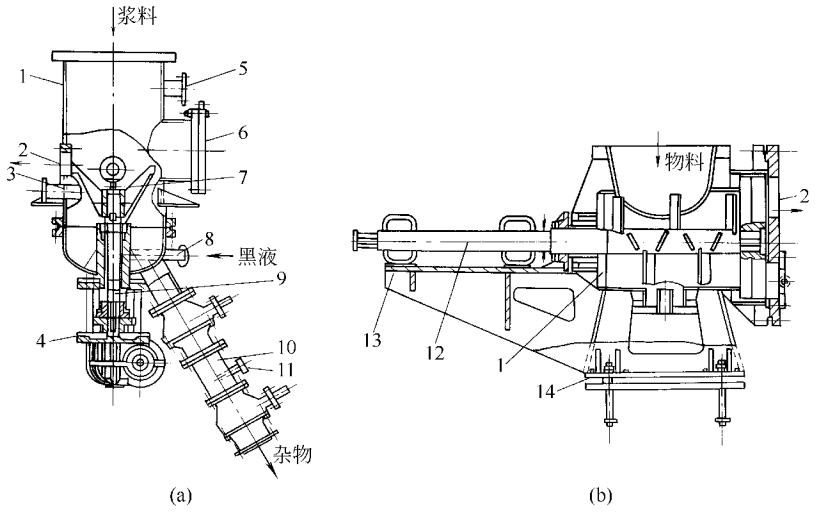


图 2-40　卸料器

(a) 立轴式　(b) 卧轴式

1—壳体　2—出浆口（接孔板喷放阀）　3、8—黑液进入管　4—叶轮传动部件　5—液位计接口　6—手轮　7—刮板叶轮　9—立轴　10—排杂装置　11—进水管　12—卧轴　13—轴承　14—碟形弹簧

立轴式卸料器内有在水平面内转动的搅拌器和排杂（金属、石块等）装置。搅拌器连续地清除孔板出浆口不被堵塞，还使浆料与外来稀释黑液混合均匀。黑液有分上下两个进口，保证了重杂物的分离、收集和排出。卸料器整体地悬挂装设在蒸煮管上。卸料器的技术参数如表 2-12 所示。

（五）喷放阀

横管连续蒸煮器采用的喷放阀主要有两种：孔板喷放阀和弯管喷放阀。

表 2-12　　卸料器的主要技术参数

型　式	立 轴 式	卧 轴 式	
型　号	TS0054-0	TS0055-0(s)	TS0056-0(0)
公称规格（内径×高或长）/mm	ϕ720×1660	ϕ484×889	
公称容积（全容积）/m^3	0.6(0.65)	0.15	
充满系数	—	0.7	
搅拌器转速/(r/min)	30	100	
电动机功率/kW	7.5	—	
减速机速比	1:50	—	

孔板喷放阀（图 2-41）与卸料器配套使用来连续排放蒸煮管内的浆料。其结构与卡米尔连续蒸煮器所用的孔板喷放阀一样，是具有摆动扇形阀板的闸阀。用摆动扇形阀板 4 调节排浆通孔 5 的大小。喷放阀壳体 3 是用钢板焊制的管子，管子轴线同法兰偏心，以装设阀板调节机构。管子内衬耐磨衬套。用蜗杆 1 及扇形蜗轮通过轴 2 调节扇形阀板的位置，以调节排浆口的开启程度。技术参数见表 2-13。

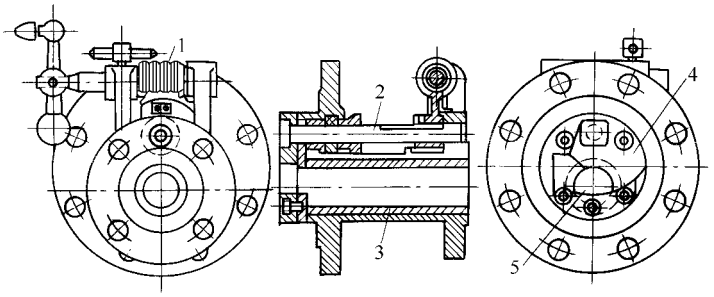


图 2-41　孔板喷放阀

1—蜗杆　2—轴　3—阀体　4—扇形阀板　5—排浆通孔

表 2-13　　孔板喷放阀的主要技术参数

型　号		TS0057—0	型　号		TS0057—0
阀口直径/mm		ϕ66	执行机构	气缸行程/mm	150
执行机构	气缸直径/mm	ϕ75		工作气压/MPa	0.6

弯管喷放阀又称 S 型排料阀，多用于半化学浆的蒸煮热喷放。即由蒸煮管排出的浆料，用出料螺旋送入热磨机中进行热磨，而后再由弯管喷放阀排入喷放锅中。

弯管喷放阀（图 2-42）由阀体、阀芯、阀杆和阀座等组成。阀体为两段异形铸钢阀体 3 及 4 组成，两段弯管两端均有法兰。蒸煮管排料管法兰与阀体 3 法兰之间和阀体 3 与 4 的法兰之间各装有一个阀座 6，阀杆 5 上的锥形阀芯 1 及 2 分别压于两个阀座上。电机经专用减速箱拖动两个凸轮，从而推动两条摆杆，再分别推动两条阀杆前进，而其回程则由压缩弹簧推动。活塞杆行程约为 8～12mm，每分钟往复 40～45 次。运转时，阀芯 1 及 2 轮流打开与关闭。阀芯 1 打开时，阀芯 2 关闭，浆料即由排料管压入阀体 3 内；而后阀芯 1 关闭，阀芯 2 打开，由于压力突然降低，弯管内的浆料借余压及水分闪急汽化而自行喷入喷放锅中。所以，其工作为间断式。放料速度由调节传动装置来改变。

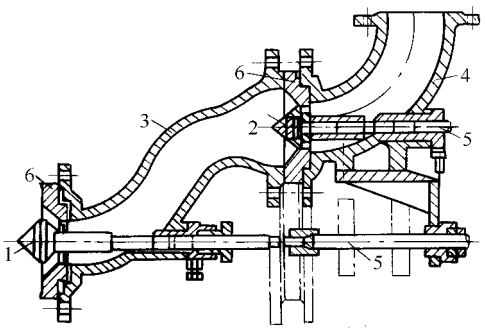


图 2-42　弯管喷放阀

1、2—锥形阀芯　3、4—阀体　5—阀杆　6—阀座

五、横管式连续蒸煮器的运行与控制

（一）开机前的准备和开机顺序

在启动横管连续蒸煮器时，喷放锅应先作好开机前的准备工作，即锅内没有超浆位、搅拌器开启。开机可按下列步骤进行：

（1）检查润滑油系统各处油位，启动润滑油泵。

（2）检查各动力源：压缩空气（0.8～1MPa），蒸汽（0.35 和 1.2MPa）、清水、电源。

（3）关闭防反喷阀最小气压 0.65MPa，关闭喷放阀。

（4）检查立轴式卸料器密封水（压力为 1MPa），启动卸料器。

（5）开始加热蒸煮管，慢开蒸汽阀，然后开启。

（6）启动稀黑液泵和加压泵，向立轴式卸料器加入稀黑液，检查和调定流量、温度，设定立轴式卸料器的低液位。

（7）启动蒸煮管，设定转速、控制电流及检查并调定管内温度（100℃左右）。

（8）启动螺旋喂料器，设定电动机负荷应在低负荷。

（9）启动预蒸螺旋，检查螺旋转速。通过预蒸螺旋给喂料螺旋加料。开动计量器约 10min，然后关停。如料塞被吹走，将防反喷阀扳到手动位置，再启动计量器约 10min，用来形成料塞。检查电机负荷，显示高负荷，料塞形成。

（10）料塞形成后，开启连续加热蒸煮管到正常压力，显示正常温度。当蒸煮管温度达到 170℃时，先后开启喂料螺旋和预蒸螺旋。适当加汽预热，检查预蒸螺旋有无蒸汽泄漏，加入热的蒸煮药液。

（11）开动螺旋输送机加入料片，开动供料及回料皮带机。当螺旋输送机送料时，慢慢开动计量器，由 2r/min 慢慢增速，直到需要产量，打开预蒸管进液阀。

（12）开动横管连蒸系统高压部分连续运行。检查蒸煮管转速、管内温度、进卸料器稀黑液量，计量器转速和进蒸煮管药液流量。检查喷放阀，当液位增加时打开喷放阀。

（二）连续运行的控制

横管连续蒸煮器是由一系列输送机械组成的多机组合连续作业系统。各个部位必须按照预定要求协调运转，否则生产难以平稳工作。配备先进可靠的仪表控制是确保协调运转的有效保证。国产横管连续蒸煮器采用了先进可靠的计算机和可编程序控制器连锁控制，主要有如下特点：

（1）连锁控制可以保证各部位按预先设定的运行程序协调工作。如系统中任何部位出现故障或任何参数发生变化，控制系统会马上作出反应，控制其他部位或参数相应协调动作或改变。

（2）螺旋喂料器配有电机负荷变速器，将电机负荷变为电信号，并通过控制开关控制防反喷阀的动作。

（3）主要设备配有断链保护（零速开关），万一传动链或皮带断裂，传感器立即发出信号，及时按设定程序停机或运行，避免发生故障。

（4）喷放阀的动作由控制系统根据中间管料位计的检测信号来控制，可以保证蒸煮管的压力稳定。

（5）整个系统采用集中控制，中心控制室位于螺旋喂料器附近，便于操作人员直观掌握喂料器的实际运行情况。

（6）在连续运行时，对以下参数必须连续控制：进料量；各介质（蒸汽、水、密封水、药液）、压缩空气、电源的有关参数；浆的质量参数；轴承、各电动机负荷及其他设备的参数。

（三）常见故障及其分析处理

螺旋喂料器是横管连蒸系统最关键设备，其工作状态决定着整个系统能否正常工作。螺旋喂料器最常见的故障是打滑、堵塞和反喷。

所谓打滑就是物料和螺旋轴一起转动而不向前推进，不能形成新料塞并将旧料塞推入 T 形管或压力浸渍器内的现象。物料水分过高，或挤压段滤水孔面积不够或滤水孔堵塞，挤压出来的水不能及时排出；由于物料含水分不均匀，导致物料的摩擦特性（包括物料之间的内摩擦和物料与螺旋及壳体之间的外摩擦）发生变化；由于防反喷打开时的螺旋喂料器的低负荷点定得太高或形成料塞时物料的摩擦系数高，造成料塞太紧太硬；螺旋轴及防滑条过度磨损；喂料器本身设计、制造和安装有缺陷等。打滑不但会中止供料，还会诱发堵塞或反喷。

堵塞的特征往往是电机负荷迅速上升，进料不畅或停止。造成堵塞的原因可能是来料不均匀或过多；料塞管过长形成料塞过密过硬；控制防反喷阀回退的电机负荷上控制点设定太高，形成紧密料塞后，阀头不能及时退离；设备过度磨损失去防滑作用；物料打滑不能向前推进；有大块硬物进入喂料器内等。

出现堵塞时可短暂等待观察能否自行消失。但如果电机过度超载或设备发出不正常声音，应立即按连锁控制程序停机处理。排除喂料器堵塞时可先试着短时反转电机，如不能排除尤其是当料塞不能被破碎时，应排汽降压，拆机处理。

系统其他部位也有可能发生堵塞。计量器、螺旋预汽蒸器、浸渍器等发生堵塞大多是由

于有大块或过长异物进入，或来料过长缠绕在螺旋轴上或者填充系数过高所致。蒸煮管堵塞可能是由于大块或过长且不能煮烂的异物进入、填充系数过高、多管之间速度不匹配。喷放阀堵塞则大多由于大块或过长硬物进入所致。排除设备堵塞时要排汽降压，安全操作。

反喷是料塞强度下降导致管内蒸汽和浆料回喷出来的现象。它不但会影响正常生产，还危及操作人员的人身安全。反喷可能是由于物料供应不足或中断；料塞管太短不能形成紧密料塞；物料在喂料器内打滑或堵塞不能连续形成新料塞；螺旋轴过度摆动降低料塞强度；物料性质发生变化不能形成紧密料塞；蒸煮管一侧压力过高等。发生喂料器反喷时，首先检查防反喷阀气缸内空气压力是否为 0.6～0.8MPa，料片输送系统到螺旋喂料器的各输送设备运转是否正常，相应地调整，使料塞能正常形成。如蒸煮管内压力在反喷时降到使下限位开关动作，则可待蒸汽压力上升到正常水平后重新启动蒸煮管、预蒸螺旋、喂料器和供料系统。

（四）设备保养维修

为了保证横管连蒸有足够长的使用寿命，且始终处于良好的工作状态，对设备精心保养及时维修是十分重要的。维修人员应经常定期检查各关键部位，如密封、轴承、传动装置、润滑、控制仪表、阀门、密封水、冷却水、压缩空气等的工作状态、定期更换或注入润滑剂、及时修复或更换损坏的零部件和仪表阀门等。

螺旋喂料器是横管连蒸系统中工作条件最为恶劣的设备，在物料压缩成紧密料塞过程中，机壳、螺旋轴和料塞管将受到剧烈的摩擦作用而不断受到磨损，为了保证螺旋喂料器的正常工作，必须定期更换修理受磨损的螺旋轴、机壳和料塞管。一般当螺旋轴末端叶片与防滑条之间间隙加大至 8～10mm 时，或者当打滑、反喷次数异常增加时，就应更换、修复被磨损的零部件。

为了不影响正常生产，所有易损件都应备有足够的备件，并备有合适的保养维修工具。

喂料螺旋轴的修复方法是：如磨损太严重，则先焊一层或几层与螺旋材质相同的焊层（如果磨损不太严重，这一步可以省去），使其轮廓复原至原来尺寸，堆焊时应采用样板反复检查，堆焊后应保证有足够的外径车削加工余量和叶片侧面打磨余量；第二步是在车床上加工外圆和用砂轮打磨叶片侧面；第三步是堆焊或喷焊 2～3mm 厚的硬质合金硬层，堆焊或喷焊时应注意控制温度、速度及硬层厚度以免产生裂纹；最后是在磨床上磨外圆和尾部轴端及用砂轮打磨叶片侧面。修复后必须保证有足够的形状和尺寸精度以满足装配要求，外表面应尽量打磨光滑从而降低对物料的摩擦阻力。机壳和料塞管也是采用堆焊的方法修复。

第六节　斜管式连续蒸煮设备

斜管式连续蒸煮器是美国鲍尔（BAUER）公司研制的，由 Messing 和 Durkee 两人进行设计，所以设备取名 M&D 斜管连续蒸煮器。斜管连续蒸煮器在国外也是广泛采用的一种蒸煮设备，现有美国鲍尔（BAUER）公司、芬兰 ENSO-GUTZEIT 公司、日本三菱公司生产。

斜管连续蒸煮器对原料的适应性较为广泛，可以用于木片，木屑及竹子等非木纤维原料，生产出高质量的本色浆或漂白浆。在使用多种原料时，可改变生产控制条件来适应，甚至每 8h 可改变一次原料品种。该设备的布置及排列有较大的灵活性，适用于多种制浆方法，如硫酸盐法、中性亚硫酸盐法、半化学浆法，冷碱法及磺化机浆（SCMP）系统等。其单台设备的生产能力为 50～300t/d。目前世界各地约有 40 台斜管连续蒸煮器在运行，以软木和

硬木片或锯末生产本色浆和漂白浆。

与传统的横管连续蒸煮器相比，斜管连蒸器具有如下优点：①动力消耗少；②蒸汽可以循环使用两次，预热蒸汽用于预热进料器，故比横管节省蒸汽；③在一根管子内完成汽相及液相蒸煮过程，并且两相工艺条件可以进行调整，而横管连蒸是在汽相条件下蒸煮；④斜管连蒸可以适应迅速改变原料品种，在不增加设备的条件下只需改变链板的速度，蒸煮温度、压力等即可，而横管连蒸的进料器螺旋的压缩比是与所用的原料相对应的，如果采用纤维特性相差较远的不同原料，应首先考虑用斜管进行蒸煮；⑤其格仓式转子给料器对料片没有很大的挤压，不致损伤纤维，纸浆强度较好；⑥设备较横管式连蒸紧凑，操作、调控方便。

一、斜管式连续蒸煮器简介

图 2-43 为 M&D 斜管连续蒸煮器用于汽相蒸煮流程。料片经计量后进入汽蒸室给料器，它设有料位指示器，可按料位高度自动控制给料器的转速以控制料片加入量。料片从给料器进入脱汽装置，利用高压转子喂料器的乏汽进行脱气和预热。预热温度为 100～130℃，时间为 3～5min。脱气时挥发出的松节油经捕集器回收。脱气预热后的料片经高压转子喂料器进入第一根管子进行浸渍。管子与水平线成 45°倾角。管子通过隔板分隔成上下两个半圆形浸渍室。浸渍室内装有特制的无端链条刮板将木片由上刮下，再由下刮上，完成浸渍过程。浸渍温度为 140～160℃，浸渍时间为 15～35min，可用直接加热或间接加热。在浸渍过程中料片均匀地吸收药液后进入第二根管子进行汽相蒸煮，蒸煮温度为 170～185℃，时间为 15～25min，成浆后经冷喷放送入喷放锅。

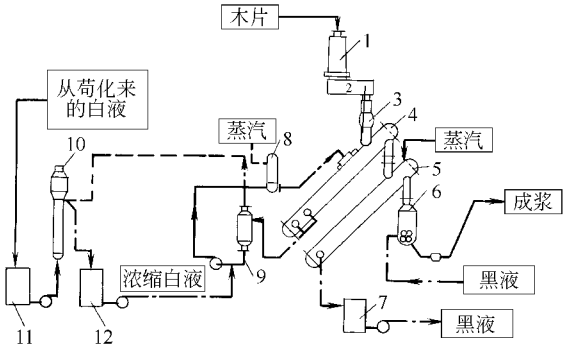


图 2-43　斜管连续蒸煮系统（M&D 型）流程

1—汽蒸室给料器　2—脱气装置　3—格仓转子喂料器　4—浸渍管　5—汽相蒸煮管　6—冷喷放装置　7—黑液槽　8—药液加热器　9—药液闪急槽　10—白液蒸发器　11—白液槽　12—浓白液槽

第一根管子设有药液循环系统。药液通过下部的滤网进入闪急槽，然后和补充白液混合，送入加热器达到所要求的温度后，送回浸渍管。第二根管子用于汽相蒸煮，所以没有药液循环系统。

上述流程是采用双管硫酸盐汽相蒸煮的一般情况。在生产工艺条件变化时，此种设备可以有多种排列方式。例如可用单根进行液相—汽相蒸煮，生产本色浆和半化学浆。在两根管子之间如果装设一个高压转子喂料器，则可以进行分级蒸煮等。

二、斜管式连续蒸煮器的主要设备

（一）给料、汽蒸、脱气装置（图 2-44）

加料槽呈偏斜圆锥形，使料片易于落下而不发生堵塞。其下方的螺旋进料器是一根变径变距螺旋，能保持给料槽料片均匀松散地被送进，调节螺旋转速即可控制料片的通过量。来自高压转子喂料器和喷放锅的乏汽从切线方向进入圆筒形蒸汽分配器，使一部分乏汽朝下直接加热即将送出的料片，一部分经蒸汽导管和挡板去加热加料槽的料片，另一部分蒸汽则通

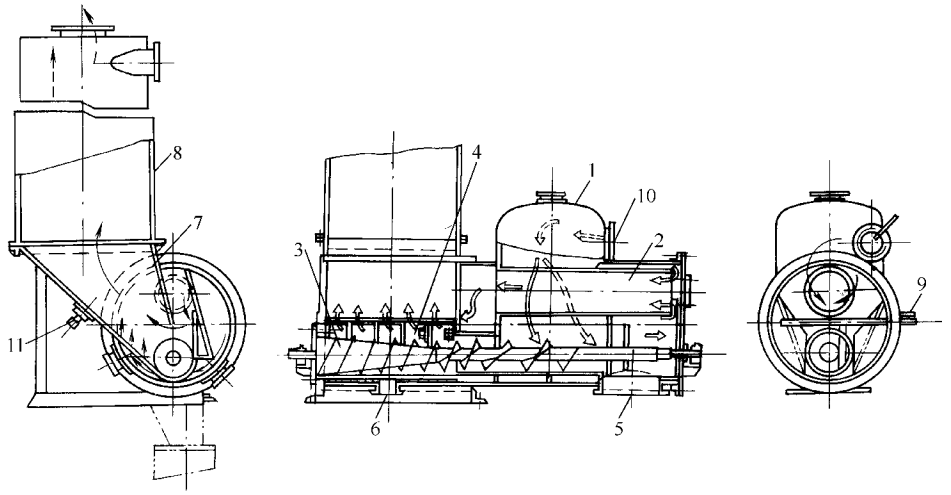


图 2-44　给料、汽蒸、脱气装置

1—圆筒形蒸汽分配器　2—蒸汽导管　3—螺旋进料器　4—通汽滤网　5—木片出口
6—冷凝水排出口　7—挡板　8—料槽　9—定位开关　10—蒸汽入口　11—振动器

过滤网加热料片。加热过程中从料片排出的空气及挥发性气体连同余汽一起从加料槽上方排出。蒸汽产生的冷凝水从冷凝水排出口排走。除加料槽用碳钢制造外，其余主要部件均采用不锈钢制造。

（二）高压转子喂料器

高压转子喂料器（图 2-45）装在给料、汽蒸、脱气装置与斜管浸渍器之间，其作用是将料片从常温常压条件下进入高温高压条件，并尽可能减少蒸汽损失。

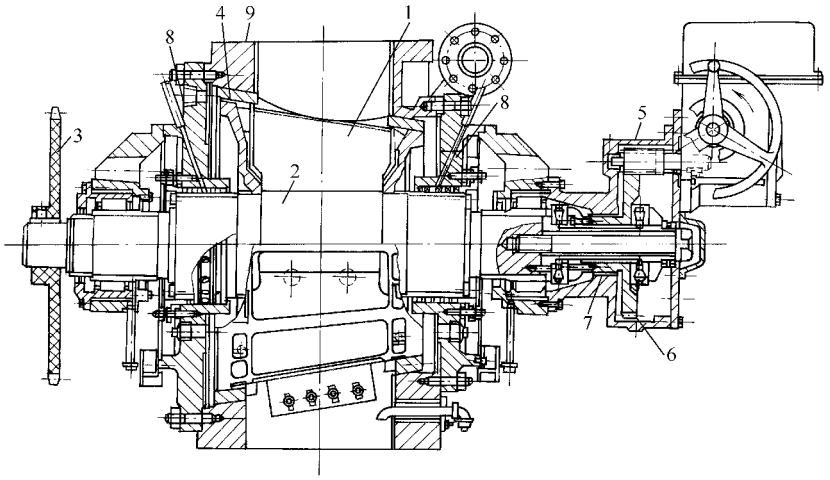


图 2-45　高压转子喂料器

1—锥形转子　2—转轴　3—链轮　4—耐磨衬套　5—小齿轮　6—齿轮　7—螺杆
8—冲洗用蒸汽入口　9—壳体

锥形转子 1 固定在转轴 2 上，由链轮 3 驱动。转轴 2 支承在两个滚子轴承上。壳体的锥部衬用耐磨衬套 4 可以在磨损后更换，转子用不锈钢制造。在正常运行期间，一旦转子和壳体之间的间隙过大，可以借电机传动或手轮通过小齿轮 5 带动齿轮 6，经螺杆 7 使转轴 2 做

轴向移动，从而达到调节间隙的要求。

转子圆周上有若干个料袋，每个料袋的圆周面积大致等于喂料口和出料口的断面积。每当一个料袋排出料片又回到料片入口处之前，袋中的余汽就排入预汽蒸、给料、脱气装置，一方面利用余热，同时也防止阻碍料片落入料袋。在喂料器出口端及两侧端盖处设有清洗蒸汽入口，连续清洗卡在中间的细小木屑等物。

由于高压转子喂料器采用均匀松散的送料方式，因而与横管连蒸需要形成料塞比较：①不会发生反喷现象；②节省动力，一般一个横管进料器需 186.4kW 时而高压转子喂料器只有 22.4kW；③松散原料比料塞便于蒸煮液的浸透等。

M&D 斜管连续蒸煮器的高压转子喂料器共有 5 种规格（表 2-14）。

表 2-14　　M&D 斜管连续蒸煮器高压转子喂料器规格

转子规格（进口尺寸×出口尺寸×直径）/mm	转子每个料袋容积/L	生产能力/$m^3 \cdot d^{-1}$	功率/kW
152×203×406	8.5	215	3.7
203×254×533	22.5	570	5.5
304×356×608	43	1140	7.5
456×504×838	155	5700	22
504×559×914	225	7100	30

（三）蒸煮管及管内刮板袋装置

蒸煮管为圆筒形长管，与水平面呈 45°倾斜安装（图 2-46）。蒸煮管内沿着管轴方向设有隔板将蒸煮管分为上下两室，并装有特制的刮板运输机在两室中升降移动。

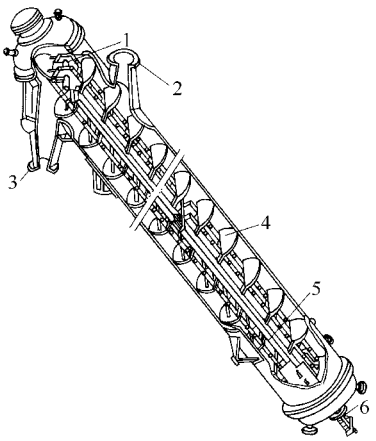


图 2-46　斜蒸煮管

1—传动轴　2—料片入口　3—料片出口
4—刮板　5—隔板　6—张紧器

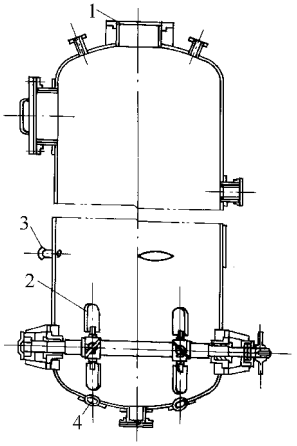


图 2-47　冷喷放装置

1—浆料入口　2—搅拌桨叶
3—稀黑液喷嘴
4—浆料出口

料片和药液在蒸煮管内用几排蒸汽喷嘴直接加热。喷嘴是嵌装在中间隔板中且低于蒸煮管内液位的一些小管，小管沿中间隔板全宽上钻有许多直径 4～6mm 的小孔。这种加热装置能使料片迅速升温。蒸煮管可视使用的需要配置药液循环系统。

蒸煮管壳体、封头采用不锈钢复合钢板制造，中间隔板、刮板运输机零件均用不锈钢，

链条、导轨表面堆焊耐磨合金。

蒸煮管上端通常固定支承于基础上，而下端则用滚子支承在斜面上以补偿工作状态时所产生的热膨胀，也有些蒸煮管安装成下端固定而上端活动的。管内的刮板与壳体之间无间隙，通过软质防滑条摩擦密封滑动。

（四）冷喷放装置

斜管连续蒸煮器通常采用冷喷放，其结构见图 2-47，其上部有一段短接管，用以延长浆料的保温时间，并起到缓冲喷放装置的作用。纸浆从蒸煮管经浆料入口 1 喷入，稀黑液从喷嘴 3 喷入稀冷黑液，冷却稀释浆料。其底部装有桨叶式搅拌器使浆料浓度保持均匀。

第七节　快速置换加热间歇蒸煮技术与应用

间歇蒸煮器的最大缺点是汽耗高，用汽量大，没有合理地利用蒸煮结束时锅内高温物料的热能。这些热能以大放汽或喷放时闪急蒸发的形式放出，并可在洗浆及漂白中使用，但另一部分热量随废气散发掉，污染环境。为了降低蒸煮的能耗和减少空气污染，近年来国外出现了崭新的低能耗蒸煮工艺，在蒸煮器内进行热置换，以冷喷放方式放料，不但降低了蒸煮能耗，而且缩短了蒸煮周期，纸浆强度得到改善。

目前已开发出两种置换加热的方法，并已进入商业应用以减少间歇蒸煮的蒸汽消耗。这两个工艺称为“快速置换加热（RDH）”和“超级间蒸（Super-Batch）”。RDH 法（Rapid Displacement Heating）是美国 Beloit 公司开发的新技术。该技术已在美国、加拿大和中国台湾一些纸厂使用。我国的广宁竹浆厂采用了这项技术。Super-Batch 技术是 Sands 公司开发的，经过改进称为 Displacement Cooking，至 1998 年，已有 11 套在运行。以上两项技术的药液置换是以立锅下部进液、上部出液的方式进行，这里仅介绍 RDH 系统的工作过程与原理。

RDH 系统的操作程序见图 2-48。它的基本原理是蒸煮终了时，蒸煮锅内热黑液用洗浆机的滤液置换。蒸煮好的纸浆被洗涤并冷却至闪蒸点以下，用压缩空气将其喷放至喷放锅。置换出来的热黑液或温黑液用于以后蒸煮中预热原料和加热白液。

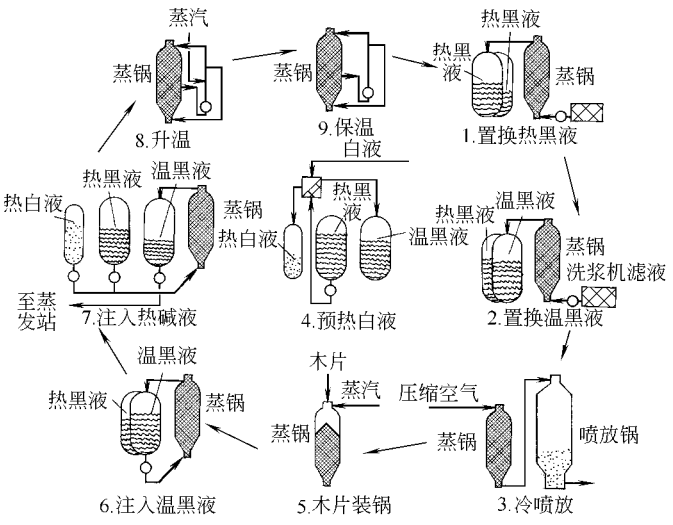


图 2-48　快速置换加热的操作程序

快速置换加热的过程是从每次蒸煮的蒸煮末期开始，至下次蒸煮末期结束，完成了一次蒸煮的快速置换加热，其过程按 9 个步骤顺序进行。

（1）置换热黑液。快速置换加热间歇蒸煮与传统的间歇蒸煮不同，在整个蒸煮过程中蒸锅内充满碱液。蒸煮结束时，将 80℃ 的洗浆机滤液泵入蒸锅底部，把 165℃ 的热黑液置换出来，从蒸煮锅顶部压出，进入专设的热黑液贮存器中。

（2）置换温黑液。继续用 80℃ 滤液置换锅内高温黑液，当出锅黑液温度降到 105℃ 时，送入温黑液贮存槽。加入的滤液总量相当于下一步洗浆的稀释因子。蒸锅中完成的洗浆作用与一段洗浆机相当，洗后纸浆通常冷却至 80～90℃。

（3）冷喷放。蒸煮结束后通常待纸浆温度降至 80～90℃ 时进行冷喷放，在新建厂中，一般用泵抽送至喷放锅，可以顺利投产和正常运行，在老厂改造中往往因现有蒸锅底部与地面距离太近，缺少设置泵与管道的空间，只好用压缩空气进行冷喷放。

（4）预热白液。用平均约 165℃ 的热黑液连续加热存于贮存器中的白液。特制的热交换器系由 316L 型不锈钢制成密封的焊接管，排列成双层挡板式。热白液（约 157℃）贮存于带压贮槽中，被冷却的黑液则送去温黑液槽。

（5）木片装锅。木片装锅须准确，密度均匀，使置换液循环通畅，并达到最大的产浆量。由于循环置换液有时含有空气或皂类污染物，装锅时以采用蒸汽装锅器为宜，不仅可增加装锅量，并使大部分热量为木片所吸收。阔叶木片因其材质密度大，通常不必采用装锅器。

（6）注入温黑液。将温黑液泵入蒸锅底部，进行以下工作：①预热木片，以提高节能效率；②用温黑液浸渍木片，从而改善纸浆的强度减少有效碱的净消耗量；③驱除蒸锅内的空气。

（7）注入热黑液和热白液。将热白液和热黑液泵入蒸锅，把温黑液置换出来，木片很快达到 155℃，置换出的温黑液先贮存而后送至蒸发站。温黑液贮存槽设有特制的撇皂器，使所有的皂化物被撇除，然后再泵至蒸发站。送到蒸发站的黑液温度约 90℃。

（8）升温。将蒸汽直接加入蒸锅的热循环管路，使蒸锅内碱液升温，逐步达到所要求的最高温度（一般约 170℃，随蒸煮规程而定）。也可采用较低的温度而延长蒸煮时间，可更多减少能耗。本系统的温升只有 20℃ 左右，通常不必用蒸汽在蒸锅间接加热，因此，不必为此而增设加热器。

（9）保温。在蒸煮全过程中，不断地进行碱液循环。蒸锅内达到所规定的最高蒸煮温度后进行保温，直至达到 H 因子要求的目标，便完成了此次蒸煮，然后再进行热黑液置换，重复下一蒸煮周期。

从上述 RDH 操作过程可以看出，由于几度快速置换加热和热交换，因此大幅度节约了蒸汽，其节约幅度高达 70％～80％。而 RDH 能深入脱木素从而降低卡伯值的原因是由于浸渍阶段用了黑液，而黑液的硫化度要比白液高很多，这将有利于木片中木素的硫化，从而为随后的白液蒸煮大量溶出木素创造了条件。

参 考 文 献

1 华南工学院，天津轻工业学院合编．制浆造纸机械与设备．上册．北京：轻工业出版社，1981

2 胡楠主编．轻工业技术装备手册．第 1 卷．北京：机械工业出版社．1995

3 汤邦权编．现代制浆设备．北京：轻工业出版社，1983

4 E．W．马科隆，T．M．格雷斯编．曹邦威译．最新碱法制浆技术．北京：中国轻工业出版社，1998

5 O．H．聂伯宁著．刘长恩译．硫酸盐法制浆．北京：中国轻工业出版社，1993

6 G．A．斯穆克著．曹邦威译．制浆造纸工程大全．北京：中国轻工业出版社．2001

7 管永刚编著．碱法蒸煮实用技术．天津：天津大学出版社，1992

8 制浆造纸手册编写组编．制浆造纸手册．第三分册．碱法制浆．北京：轻工业出版社，1988

9 邢益标．中国造纸．1997(4)：1～8

10 管永刚．黑龙江造纸．1994(1)：40～42
11 邢益标等．天津造纸．1992(1)：14～20
12 傅金哲．辽宁造纸．1986(1)：22～25
13 窦正远主编．制浆工艺学．北京：中国轻工业出版社，1996
14 邝守敏主编．制浆工艺及设备．北京：中国轻工业出版社，2000
15 黄石茂，伍健东编．制浆与废纸处理设备．北京：化工出版社，2002
16 梁实梅等编著．制浆技术问答．北京：中国轻工业出版社，1994
17 王忠厚主编．制浆造纸设备与操作．北京：中国轻工业出版社，1995
18 张珂等主编．麦草浆碱回收技术指南．北京：中国轻工业出版社，1999
19 魏文杰等．西南造纸．2001(4)：31～32
20 张建志等．吉林造纸．1998(1)：7～10
21 罗叔夫．四川造纸．1995(2)：62～66
22 刘德魁．中国造纸．1990(6)：36～41
23 张子珉．中国造纸．1996(3)：1～5
24 吴福骞．中国造纸．1995(6)：49～53
25 钟香驹等．中国造纸．1995(5)：1～5

第三章　高得率制浆设备

第一节　概　　述

常用的高得率制浆设备主要包括磨木机及盘磨机两大类，磨木机又包括间歇式磨木机和连续式磨木机两类。磨木机是高得率制浆设备的起源，它的制浆原理一直被沿用至今；盘磨机则是现代发展的并被广泛采用的制浆设备。

高得率制浆设备在过去 30 年间已获得很大进展。在 1960 年以前，实际上全部高得率纸浆都是用磨木机生产的，到 1990 年，50％以上的高得率纸浆是由盘磨机生产出来。

快速转向盘磨机的最初动力是因为它有三个明显的优点：①可利用锯材厂废料（木片和锯屑）以替代木段；②较高的纸浆强度性能；③设备综合效率高。

随着盘磨机制浆技术的发展，其优点愈来愈明显，例如，具有更大的生产规模，改进工艺控制，利用硬木材种，以及有可能改变工艺条件以获取各种各样的纸浆性能。

在近年来盘磨机取得中心地位的同时，必须强调，磨石磨木机决不会全部被取代。磨石磨木机制浆法仍有低能耗和高散射系数（即较大的纸页不透明度）的优点。带压、高温磨浆设备的发展也有可能生产出强度和其他性能上更具竞争力的磨石磨木浆。

第二节　磨石磨木浆设备

一、概　　述

磨石磨木机工业化生产已有一百多年历史，至今在高得率浆中仍占着重要地位。近 20 多年来温控磨木机、压力磨木机和超压力磨木机等新设备相继出现，使磨木工艺控制在较佳条件下，既保持电耗较低的优点，又使磨木浆质量得到进一步提高。

磨木机主要由磨石、送木段进磨木机的喂料装置、将木段加压于石面的机械装置、浆的移送装置和刻石装置等五个部分所组成。

磨石磨木浆是将已经剥皮并锯断成一定长度的木段压在旋转的和被不断喷着水的圆筒型磨石面上磨成浆的。木段放在与磨面旋转方向成直角，与磨石主轴相平行的位置上。磨木过程的基本步骤是从木材分离出纤维，又在复磨中扩大纤维面积和切断纤维。

二、磨木机的型式及特点

（一）磨木机的型式

磨木机分为间歇式和连续式两大类。

间歇式磨木机由围绕在磨石机架上的料袋所组成，木段用人工装到每个料袋里去。初期加压木段的方法各不相同以后全部使用水压缸通过活塞和压板推动。一次加压结束，人工释放压力，待压板退回，再用人工装料然后关闭料袋门，再行加压。多年来，这些基本程序没

有变化，只是自动化程度提高、装备能力增大而已。

连续式磨木机是为了消除压板退回和装料时所损失的磨木时间而发展的。当石面上的木段还没有磨完，后续的木段已经做好准备，使磨木得以不间歇地进行。

（1）间歇式磨木机的型式主要有：①人工喂料袋式磨木机；②库式磨木机；③改良的袋式磨木机（大北式磨木机）；④压力磨木机。

（2）连续式磨木机的型式主要有：①链式磨木机；②环式磨木机；③连续袋式磨木机（卡米尔磨木机）；④连续螺杆式磨木机；⑤连续压力臂式磨木机；⑥温控磨木机；⑦木片磨木机。

（二）各种磨木机的特点

磨木机各有特点，链式磨木机电机负荷较稳定，对磨石喷水和刻石方便，由磨碎区除去浆料和木片比较容易；主要缺点是设备占地空间较大，链条翅片易损坏。卡米尔式磨木机和大北式磨木机利用水力加压，压力较为灵敏、稳定，浆料质量也容易控制。卡米尔磨木机两个料袋能独立连续工作，原木与磨石的有效接触面积也较大，因而生产能力较高，但由于其自动化程度高，构造复杂，各阀门与水压缸容易磨损漏水，维修工作量大，此外磨浆时产生的蒸汽由装料口排出，影响操作。大北式磨木机由于间歇操作，电机负荷变化大。环式磨木机结构紧凑，设备安装占地面积小；所有轴承和轴都能自动润滑，并设有通风机以排除蒸汽，但刻石机位于环内，更换刻石轮与磨石不方便；需人工装木，并注意保持木库中原木量稳定，以免引起负荷与浆料质量的波动。

三、间歇式磨木机

（一）人工喂料袋式磨木机

人工喂料袋式磨木机由 Voelter 开发，有 3～5 袋安装在磨石周围机架上。图 3-1 为 3 袋式磨木机。用人工装料，通过水力活塞 1 和压板 2 加压木段于磨石 3 上，浆流入磨石下的浆坑 4，磨石一部分浸入浆内，起清洁和冷却磨石的作用。浆的质量可通过调整水压加以控制。这一型式磨木机使用的木段长度为 61cm、81cm 或 122cm，台日产量 6～20t，磨石转速 200～250r/min，磨石直径为 1370mm。

（二）库式磨木机

库式磨木机，不论高库或低库，都是为了降低磨木浆生产成本而发展的，相对来说它比原始手工装料袋式磨木机生产能力大而所需劳动力少。

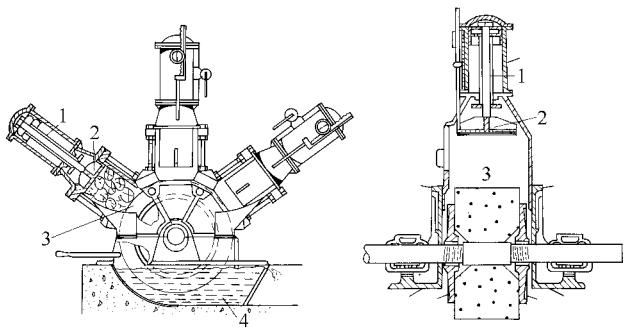


图 3-1　3 袋式磨木机

1—水力活塞　2—压板　3—磨石　4—浆坑

图 3-2 为一高库磨木机。磨石 1 安装在水平的轴 2 上，磨石的两侧为机架和机罩所覆盖。在水平的水压缸 3 内，活塞 4 连接着活塞杆，杆的末端有一压板。在磨木机机架上有竖式木库 6，机架下有大块可调板 5 供磨石直径减少后调整之用。活塞 4 用水力推动，犹如原始袋式磨木机，但直径较大。当活塞 4 推进到木段几乎全部磨完时，压板上的突缘触动操纵阀手柄 8，使活塞退回，并打开磨木机袋，使木段借重力从木库 6 落入。喷水管 7 向石面喷水，磨石一部分浸泡在浆坑中，浸浆深

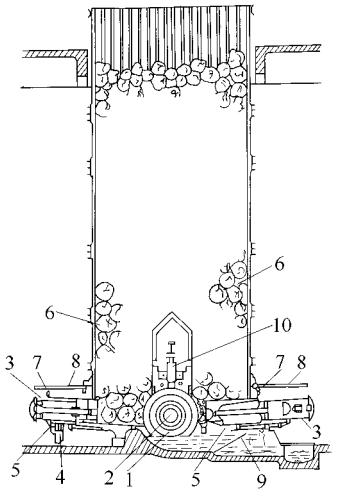


图 3-2　高库磨木机

1—磨石　2—轴　3—水压缸　4—活塞　5—可调板　6—木库　7—喷水管　8—操纵阀手柄　9—挡板　10—刻石装置

度用挡板 9 控制。刻石装置 10 用水力操纵。这种磨木机的操作几乎是全自动的，每 3～4 台磨木机有 1 名工人负责调整袋中可能卡住或起拱的木段并在必要时进行刻石。

（三）改良的袋式磨木机

改良的袋式磨木机是水力操纵的双袋式磨木操作。这种磨木机集中了水力式和大北式磨木机的优点设计而成。操作全部自动化，只要料斗里保持有足够的木段就可以了。

图 3-3 为芬兰坦佩雷（Tampella）公司生产的磨木机，是一种水力操纵双袋式磨木机，料袋设置在与水平面成 7.5°角上。木段用自动装置或人工送到袋上的料斗。若用自动送料装置，所需劳力将减少到最低水平。木段自动从料斗装到磨木机袋里，装料时间 15～20s。电动机负荷可以调整水压缸压力来控制。

（四）压力磨木机

玻尔（Powell）等人的研究工作表明，压力磨木机可生产高强度浆。1976 年在瑞典的 Modocell 的 Bure 厂安装了第一台压力磨木机。试验证实磨木机在超出常压下磨木，可有效地防止水的沸腾，保持木材的温度，可以用接近 100℃ 的水喷洗磨石也没有烧木之危险，而由于磨木温度较高（可达到 140℃），增加了木素的软化，有利于纤维在不受损伤的情况下得到分离，使浆的长纤维比例增加，耐破度，撕裂度和抗张强度都有显著提高，在纸机上试验也证实压力磨木浆可以用于生产高质量的纸。此后在世界各地安装投产了许多这种磨木机。据统计，到 1991 年压力磨木机总装机能力达到年产 110 万 t。

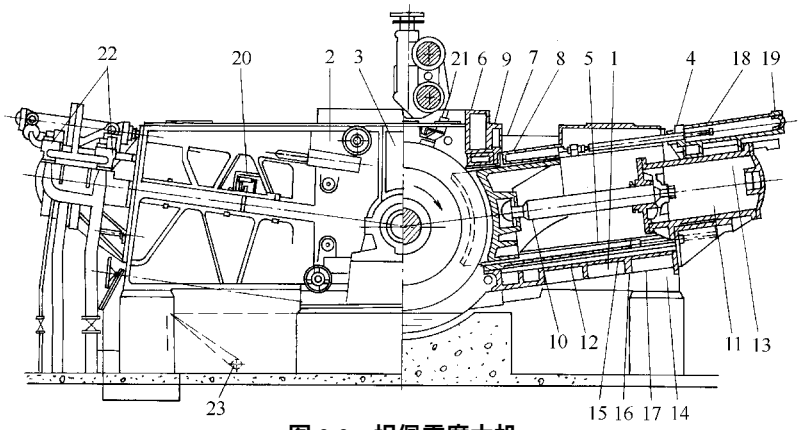


图 3-3　坦佩雷磨木机

1—基础板　2—侧板　3—中间板　4—端板　5—可调节的多孔底板　6—梳板　7—本体与料斗的中间板　8—侧板　9—梳板固定横梁　10—加压板　11—驱动加压板的液压缸　12—喂木段闸门　13—驱动喂木段闸门的液压缸　14—加压板的活塞　15—活塞杆　16—活塞密封套　17—填料箱　18—高效液压制动器　19—橡胶消音环　20—压力润滑油器供加压板和喂木段闸门滑轨上的润滑　21—刮板　22—程序控制阀　23—可调节的浆坑堰板

压力磨木机是用两袋式磨木机改装的。磨木机机壁以中等厚度钢板代替铸铁制造的，以保证其有足够强度。磨木机工作压力 0.2MPa，最高设计压力 0.3MPa，使用压缩空气保持机内压力，并设有安全隔膜。所有与浆接触的部分都是用不锈钢或衬以不锈钢板。在每袋料

斗上方增设一块闸板和一料斗，形成密封，使磨木机装料时，料斗处于同等压力，以保持磨木机内部压力稳定。

磨木机其余部分如轴、喷水管、刻石装置、梳板等与原二袋式磨木机没有什么不同，但所有与磨木机连接处都进行密封。

在系统压力下，浆从浆坑进入撕碎机，碎片和大木片先在这里打碎，然后通过一喷放阀喷放到旋风分离器，分离回收蒸汽。

压力磨木机木段长度分 1.0、1.2、1.5、1.6m 4 种，使用磨石直径 1.8m，转速 300r/min，电动机容量 4000～7500kW，每台产量 60～l00t/d。

四、连续式磨木机

这里只介绍目前应用较多的几种磨木机、连续式磨木机。

（一）链式磨木机

链式磨木机与袋式或库式磨木机的不同在于它只有一个磨木区在磨石的顶部，磨木区上是一个大木库，木段用人工或机械自动装进木库，依靠两侧链条的运转，将木段不断压到磨石面上。这种磨木机的特点：①没有木段装袋过程的中断，有较多磨木时间；②占地面积比袋式少；③使用较少机械控制装备。

链式磨木机由机架、料箱、链条及其传动机构、磨石及浆坑等组成。

图 3-4 为双链式磨木机。磨木机两侧各有两大块的机架 5，升降架安在它的上面，支撑着木库和与它连接的传动装置。

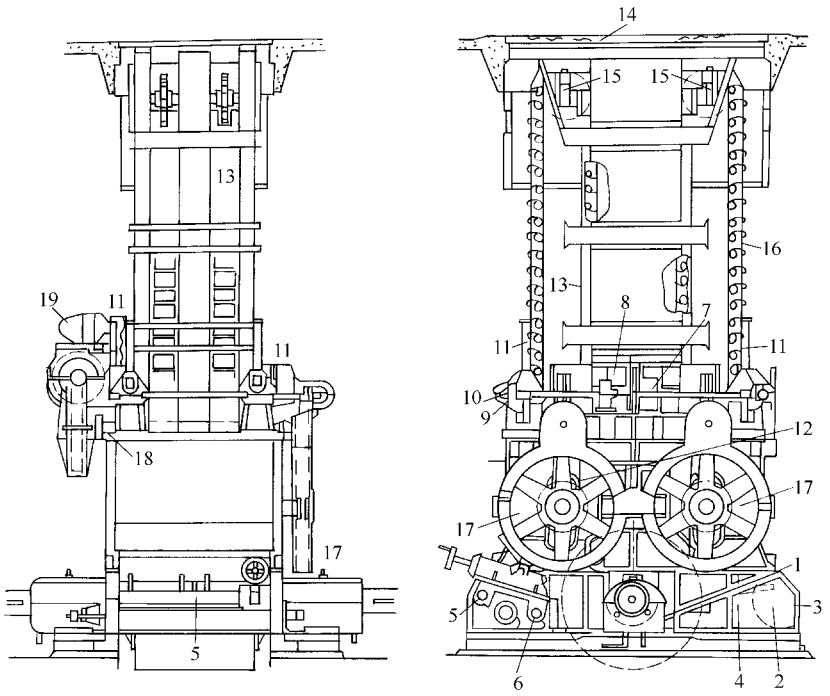


图 3-4　双链式磨木机

1、2—楔形板　3—手动齿轮铰盘　4—磨石的轴　5—机架　6—升降架　7—链条下部遮板　8—门　9—斜齿轮　10—蜗杆　11—升降架　12—间隙　13—木库　14—料斗　15—张紧装置　16—喂料链　17—铸钢正齿轮　18—轴　19—铸钢小齿轮

机架上有带盖的孔，便于观察梳板的调整，以限制大木片的产生。机架内有导槽，供木库滑动。大的铸铁横梁接在机架 5 上，支持升降架 6 和链条下部遮板 7。遮板有铰接的门 8，在更换磨石和刻石时都不必拆除。4 是磨石的轴及磨石的法兰盘。在出浆一侧两边机架的底部有两块楔形板 1 和 2，可在更换磨石时移出。手动齿轮铰盘 3 可提升或降低堰板。水力刻石装置安装在滑抨上。在侧机架上还有 2 根可以供喷水管插入的开孔。

升降架的传动，通常用可正反转电动机，通过减速器，传到斜齿轮 9，带动蜗杆 10，转动升降杆上蜗轮螺帽，升降架 11 的柱连接着木库，在磨石磨损时用于调整梳板和在更换磨石时提升木库和有关传动装置。间隙 12 供移动链条的传动链轮之用。

木库的下部连接着喂料链条传动装置和 2 个可拆卸的钢质梳板。在木库的一侧有一带盖的孔，可观察木段，在必要时可从木库取出木段。木库的两侧有孔眼，可打入钉子，以便在木库提升时托住木段。

木库 13 是用钢板和大型钢材制造的，木库的上面有一料斗 14，木段从此装进。木库内侧宽度 86～137cm。木库上部框架装有链的张紧装置 15。喂料链 16 由带牙的链节所组成，运转时不断将木段压向磨石。

加罩的高强度铸钢正齿轮 17 装在每个下链轮轴的末端，由装在轴 18 上的铸钢小齿轮 19 带动，轴 18 另一端接蜗轮减速器和 2 对齿轮减速器与可变速电动机连接。主轴电动机使用恒功率调节器以保持在预定的负荷下运行。这种磨木机也可以单台或两台连接配一个电动机运行。

链式磨木机顶部机械连续装料装置使用链条拉木机带动木段自动装入磨木机，装满后木段通过第 1 台装料口到达下一台拉木机，一台接一台往下输送，各台都装满后木段将整齐堆高 3～4 层备用，可以满足多台磨木机生产需要。该装置使用方便，运行可靠，可节约大量劳动力。

国产链式磨木机设备特征见表 3-1。

表 3-1　　国产链式磨木机设备特征

型　　式	单　链　式	双　链　式	双　链　式
使用木段长度/mm	560	1100	1250
生产能力/(t 风干浆/24h)	7～10	16～20	20～25
磨石规格/mm	ϕ1500×620	ϕ1540×1280	ϕ1560×1370
磨石转速/(r/min)	250～290	250	300
磨石最大线速/(m/s)	22.8	20.1	24.5
磨石最小线速/(m/s)	14.4	15.2	19.6
磨木压力/kPa	125～250	234～272	190～270
链条送料速度/(mm/min)	0～80	0～80	0～80
升降架,升降距离/mm		620	620
升降速度、电动/(mm/min)	24	26	19
上下链轮中心距/mm	2	5200	4900
链条数/根		4	4
节数/节		56	56
节距/mm		200	200
主电动机容量/kW	370～500	1120～1400	1600
转速/(r/min)	250～290	250	300
喂料电动机、型号	Z_2－41	JO_2－62	JO_2－62
容量/kW	3	4	4

续表

型　　式	单　链　式	双　链　式	双　链　式
转速/(r/min)	1500	1500	1500
变速型式	可控硅无级变速	可控硅无级变速	可控硅无级变速
升降架电动机型式	JCH562	JCH671	JCH752
容量/kW	2.5	4.2	5.2
转速/(r/min)	219	164	171
刻石器传动	电动、3kW、1450r/min	水力、水压 3.5～5kg/cm^2 或电动、4kW	电动、4kW、960r/min
设备质量(不包括电动机)/t	20	65	75
外形尺寸/mm	3400×4000×5831	4300×4704×7357	4420×4854×7697

(二) 环式磨木机

环式磨木机的结构与传统磨木机有很大区别，是利用楔形区传递木段对磨石的压力。图 3-5 为环式磨木机，磨石 4 装于传动环 3 和内齿喂料环 5 内偏左 30°的位置，使磨石和喂料环间形成楔形木库 2。木段从窗口 A 加入楔形木库中。当喂料环以与磨石相同的方向缓慢旋转时，喂料环内齿将木段带向楔形收缩区而进行磨木。环的外机架坐落在一铸铁平板上，在磨石磨损时可以移动环、调整其与磨石的间隙。8 为电动刻石器，6 为喷水管，7 为隔板。喂料环是用液压发动机通过一齿轮组驱动的，通过自动增减液动发动机油量，即相应提高或降低环的速度，从而保持主电动机的负荷稳定。

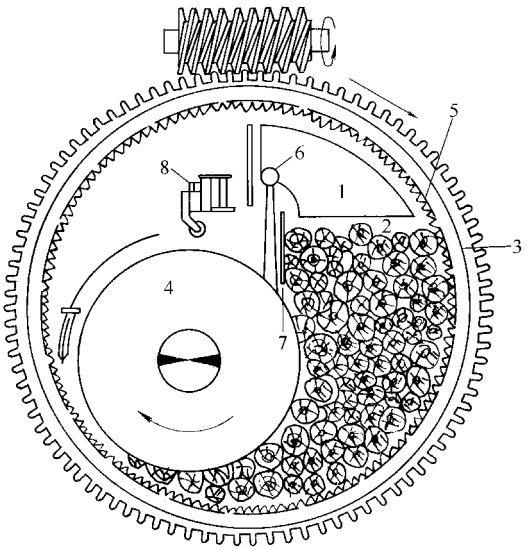


图 3-5　环式磨木机

1—窗口　2—楔形木库　3—传动环　4—磨石
5—内齿喂料环　6—喷水管　7—隔板　8—电动刻石器

浆由磨石两端环外机壳排出，两处出浆口都有堰板可调节磨石浸浆深度。木库约可贮木 1.8m^3。

这种磨木机磨区面积较传统磨木机大，生产能力也大，而占地面积较小，装备简单，开停机操作容易，费时较少，但装料较难，换磨石拆装复杂需时较长，由于刻石器在喂料环内，拆装刻石刀不方便。而且这种加压形式使磨木区压力不够均匀，磨木浆质量偏低，白度也略低 1°～2°。

Tidmarch 环式磨木机原理与上述相同，只是喂料环的驱动用链和链轮代替蜗轮蜗杆。

(三) 连续袋式磨木机

连续袋式磨木机是一种可以连续磨木的水力操纵双活塞双袋式磨木机，如图 3-6 所示。

磨木机两袋与水平面成 35°安装在机架两侧。磨木水压缸内径 700mm，内有喂料水压缸，在磨木时喂料水压缸起着活塞作用，喂料水压缸内径 400～450mm，内有喂料活塞。袋分上下两部分：下部分为梯形木库，靠上下斜面 1 和两侧各 2 个压钩将木段压向磨石，上部分为长方形料库，供装料的木段备用。当梯形木库下行磨木到终点即将开始后退时，喂料活塞及其压板 2 推动新木段向前，使磨木得以继续。当喂料压板将新木段推入梯形木库超过压

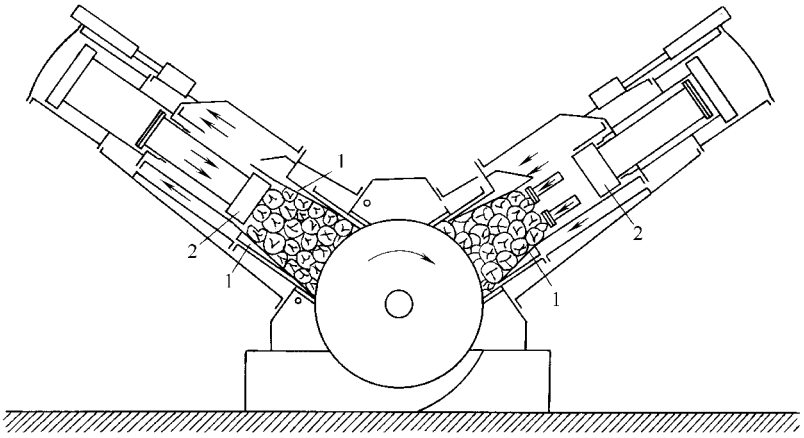


图 3-6　卡米尔磨木机

1—斜面　2—压板

钩位置时，压钩又压到新的木段上，梯形木库和压钩又开始新的磨木周期。

表 3-2 为卡米尔公司制造的连续袋式磨木机设备特征。

表 3-2　　卡米尔磨木机设备特征

使用木段长度/mm	1250		磨木弧长/mm　旧石	850×2	
生产能力/(t 风干浆/24h)	18～22		磨木　新石	830×2	
磨石规格/mm	φ1560×1370		主电动机容量/kW	1400	1800
磨石转速/(r/min)	250	300	转速/(r/min)	250	300
磨石最大线速/(m/s)	19.6	24.5	刻石电动机容量/kW	1471	
磨石最小线速/(m/s)	17.0	19.6	转速/(r/min)	1600～2500	

（四）温控磨木机

温控磨木机是利用高温磨木的机理对链式磨木机进行改造发展的，其特点是在不超过水沸点的条件下尽量提高磨碎区的温度，主要是充分利用木库内蒸汽的能量以提高磨碎区的温度，并配用稳定运转控制器，控制温升，以提高磨木浆质量，部分指标可达到压力磨木浆的下限。回水温度 79℃，磨碎区浆料出口温度达 90～97℃，浆坑浆料温度达 85～94℃。

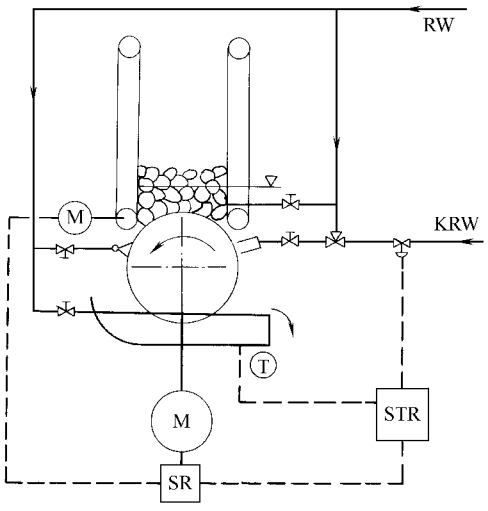


图 3-7　温控磨木法生产简图

SR—磨木机调整器　STR—恒温调整器

T—浆坑温度测定器　RW—回水　KRW—冷却回水

图 3-7 为温控磨木法生产简图。送磨木机的回水分为 2 路，一路送木库，另一路供磨碎区后喷水用和浆坑使用，原磨碎区前喷水改接冷却回水。原梳板改造为特殊密封板并在磨碎区配置浮动堰板，使木库能保持一定水位，而蒸汽则凝结为热水，从而提高了磨碎区的温度。并为保证磨木机运转稳定结合原有磨木机调整系统进行改造，安装稳定运转控制器，将浆坑温度和单位电耗极限值输入控制器，使其结合两者变化进行自

动控制，例如浆坑温度过高，将自动增加磨碎区前冷却水量，同时使电耗恢复稳定。这一方法既可用于新磨木机，也可用于已投产使用的旧磨木机，据称传统链式磨木机只要停2～3d即可改造成温控磨木。

五、磨　　石

最早的磨石是用天然岩石凿成的，随着磨木浆生产的发展，天然岩石已不能适应需求，转而改用水泥磨石。现在一部分工厂仍旧制造和使用水泥磨石，但因还不能适应现代磨木生产的要求正逐渐为陶瓷磨石所代替。陶瓷磨石具有耐磨性能好刻石周期和使用寿命长，浆料质量稳定，纤维形态和脱水性能好，浆白度有所改善，含砂量少以及有利于纸机抄造等显著优点。国产的陶瓷磨石是1966年试制成功的。

（一）水泥磨石

水泥磨石多以石英砂为磨料，以水泥为固定磨料的粘结剂制造的。

1. 水泥磨石规格和质量要求

根据磨木机型式和木段长度，采用不同规格的磨石，我国使用的主要磨石规格见表3-3。磨石外形应光滑平直呈圆柱形，表面不许有裂纹及其他缺陷。

表3-3　　我国使用的主要磨石规格

磨木机型式	木段长度/mm	磨石直径/mm	磨石宽度/mm	工作层厚/mm
单链式	55～570	1500～1540	628	185～200
双链式	1000～1100	1540	1280	165
双链式	1210～1250	1540	1370	150
卡米尔袋式	1210～1250	1560	1370	150
环式	1210～1250	1702	1370	150

一般直径公差±2mm，宽度公差±5mm，同心度公差±1mm，两边为30×30的45°倒角。工作层各部分要求粒度均匀、硬度一致。工作层物理强度（养生28d）：耐压强度大于49MPa，抗张强度大于4MPa，抗折强度大于7.5MPa。磨石制成保养6个月后方可使用。

2. 主要原材料要求

（1）水泥。作为磨料结合剂的水泥是水泥磨石最主要原料之一，它的质量对磨石性能有很大影响。选用水泥应注意强度、耐热、水化热、干缩性等性能。要尽量采用强度大能承受高温的高标号水泥，同时水化热和干缩性要求尽量小，以免产生裂纹。目前各厂都采用500号以上硅酸盐水泥，有许多厂使用625号硅酸盐水泥。出厂日期不超过3个月，若有吸水硬化或风化变质等均不得使用。

（2）石英砂。石英砂是水泥磨石的磨料，决定磨木浆质量的是砂粒的大小、形状和硬度等。粒度大的产浆量大，但浆较粗；粒度小的，出浆少，但浆较细。砂粒形状不宜过于尖锐，也不宜过于圆钝，一般以多角形为最好。硬度大的耐磨性好。石英砂用水洗净，烘干和筛选后分出不同目数的粒度，存放待用，根据不同的磨木浆质量要求进行组合。由于各地选用的石英砂质量不同，使用的粒度组成也不相同。

有的工厂为了增加磨浆性能，用碳化硅或氧化铝代替一部分石英砂制造水泥磨石，在提高产量、降低电耗和稳定质量上都收到较好效果，但磨石成本较高。我国某厂水泥磨石工作层磨料中石英砂占56%，碳化硅占44%。

3. 技术要求

磨石养生期6个月，以木板垫底在室内保存，每周淋水一次，并要防冻。制成2个月后

才可翻转。磨石移动时必须以木板、麻包、毛布等软物垫好，避免磨石与地面、铁杆及钢丝绳等直接接触碰伤。

（二）陶瓷磨石

最早制造的陶瓷磨石是用大的陶瓷磨块固定在一铸铁芯上，由于大磨块烧结难度大，成品率低，很快发展为相对小的磨块精确地连接在加筋的混凝土芯上。图 3-8 为陶瓷磨石断面图。

我国陶瓷磨石是由造纸厂使用砂轮厂提供的磨块组装而成的。近几年砂轮厂也部分组装整块磨石供造纸厂使用。

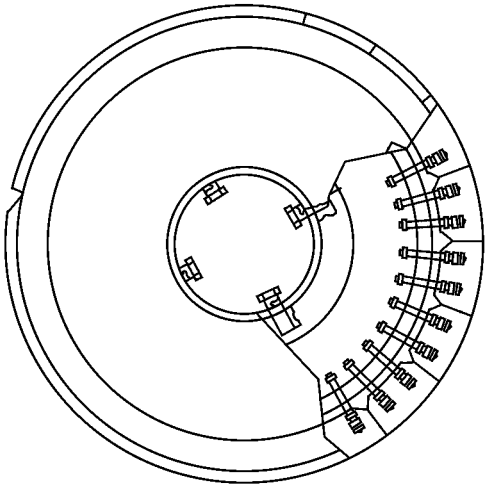


图 3-8　陶瓷磨石断面图

1. 磨块

制造磨块有三种磨料：碳化硅、氧化铝和改性氧化铝。碳化硅是用纯的玻璃砂，加上碎焦炭、锯屑和盐，在电阻型电炉中生产的。砂中硅与焦炭中的炭结合产生碳化硅。锯屑作为多孔炉料，盐与杂质结合便于清除。氧化铝是用铝矾土，混入铁粉、硼砂和碎焦炭，在电弧型电炉里生产的。通过加热，氧化铝含量逐渐达到 95%。改性氧化铝是在制造中掺入其他化学药品，使其具有特殊性质。

上述磨料结晶从炉中出料后，经粉碎及一系列筛分，使其具有所需要的性能。

筛分方法与纤维筛分相似，例如磨料粒度 60 目就是通过 48 目筛而留在 60 目筛上的。用于制浆磨石的磨料粒度为 12～180 目。根据需要，可以用单一粒度磨料或混合粒度磨料生产磨块。60 目粒度通常针对生产新闻纸用浆，而 30 目和较粗粒度用于生产纸板用浆，比 60 目更细的粒度用于生产低定量涂布纸和其他印刷纸用浆。

碳化硅磨粒较硬，有锐利的刃口、较多的棱角，另外也比较脆。氧化铝磨粒多呈块状，较圆钝，不易碎，在受冲击的情况下比较坚韧。

磨块是磨料加粘结剂制造的，两种材料经精确计量，机械混合，置于压模内加压成坯，然后将磨块坯移入烘箱，经充分干燥后放入窑炉，在 2000℃ 以上高温下烧结，保温一段时间后冷却至室温而成。

2. 陶瓷磨石的组装

在组装固化好的磨石内，扎上钢筋并固定螺栓连接铁板，再装上芯模，灌芯后保养两个月即可使用。

3. 陶瓷磨石的搬运和存放

陶瓷磨石受到碰撞或震动容易破裂，因此，在搬运和存放中都要格外小心。为了安全运输磨石应用特制的防雨材料包装并固定在坚实的木垫架上。磨石在使用之前最好原封不动地存放在干燥的地方，只要可能，要在冰点温度之上。要防止磨石吸收水分，在冰点温度下结冰受到损害。磨石在搬入使用前，磨石面上保护罩应始终保持着。移动磨石应当心磨块不要被吊绳、铰链或钢丝绳所损坏。

（三）温度变化对磨石的影响

过大的温度变化，急剧地升温或降温，都会使磨石产生应力，造成损伤，如磨石上出现

裂纹，磨块破裂或整个磨块破碎。工厂的实践经验和试验结果都表明：当停机时磨石过快冷却或开机时过快升温，都产生比正常生产时更大的应力，致使磨石受到损伤，从而导致磨石的破裂。

在运行中，由于操作经验不足和没有应用浆坑温度检测控制，故可能发生磨石局部的迅速过热，出现“烧石现象”。这种局部迅速过热，可能是喷水管堵塞或石块之类的杂物混入磨碎区造成的。反复迅速过热会产生累积效应，磨块的损坏和破裂可能在“烧石”后的几天或几月内发生。应定期仔细检查磨石表面，一旦发现“烧石”应立即彻底平整清除。防止产生损伤累积效应，为了防止喷水管堵塞，每班要清除堵塞的板皮并清洁喷水管。

（四）刻石

1. 刻石理论

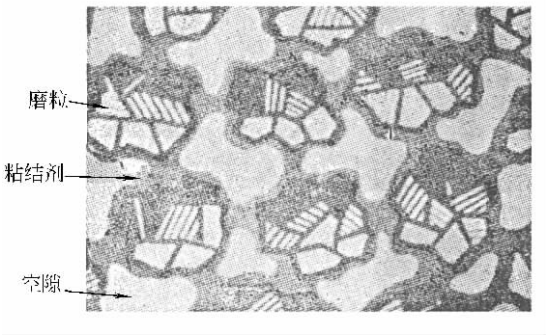


图 3-9　磨粒和粘接剂

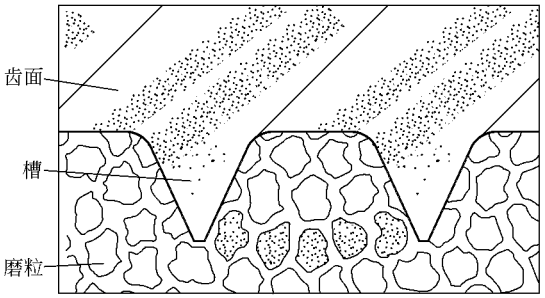


图 3-10　磨石齿型的横断面

不论是陶瓷磨石还是水泥磨石都是由磨粒和粘结磨粒的粘结剂所组成的。刻石不是刻单个磨粒。这些磨粒比刻石刀还硬得多。刻石是刻断包围在磨粒周围的较软的称作粘结网的粘结材料。这样除去用钝了的磨粒，暴露出新的磨粒。磨石表面结构见图 3-9。

由于以下的原因，必须定期刻石：①暴露新的磨粒。②减少磨石磨浆面积。③控制压缩和松弛频率。④纤维长度的控制。图 3-10 为磨石齿型的横断面。刻石刀的斜角和磨浆区长度见图 3-11。⑤清理磨石孔隙。⑥冷却磨浆区和磨石。

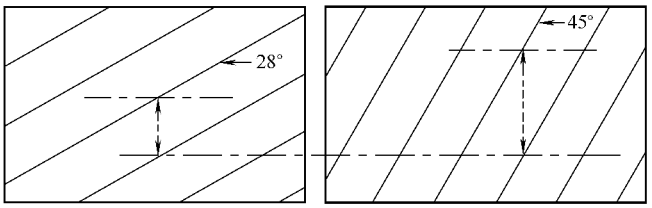


图 3-11　刻石刀的斜角和磨浆区长度

2. 刻石刀的形式

刻石刀的四种基本型式是：斜纹、菱形、沟纹、螺纹。标准的刻石刀和“可控深度”刻石刀的齿角为 42°，少数斜纹刻石刀称作细齿刻石刀的齿角为 24°。标准型和细齿型刻石刀见图 3-12。

（1）斜纹刻石刀。斜纹刻石刀如图 3-13 所示。刻石刀目数和斜角的测定见图 3-14。为了说明“目数和斜角”的概念，我们把一只斜纹刻石刀放在一张纸上沿箭头所指的方向滚动画成草图，它表示刻在磨石表面的齿型。图 3-14（左图）表明怎样测定目数，25.4mm 内的

印痕数即为刻石刀的目数。由图 3-14（右图）可以看出，从刻石刀齿的一端作另一端的垂线形成一个直角，垂线和刻石刀齿所夹的角即为斜角。以前斜角用英寸表示，现多为角度示之。

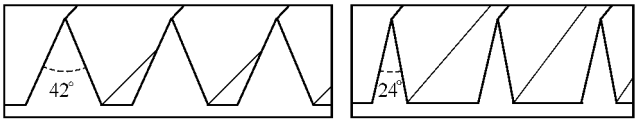


图 3-12　标准型和细齿型刻石刀



图 3-13　斜纹刻石刀

（2）菱形刻石刀。菱形刻石刀是用来找平和去除磨石齿型，很细的菱形刻石用于石面的清洁及齿面的处理，少数情况下，这种刻石刀用作初步刻石，如图 3-15 所示。

（3）沟纹刻石刀。沟纹刻石刀的齿与刻石刀轴平行。刻出的槽与磨石的轴平行，这些槽与所磨的木段平行，使得长而且粗的纤维从木材上剥离下来。这种刻石刀刻出的磨石，磨出的浆料纤维长，游离度高，且能耗低、产量大。如图 3-16 所示。

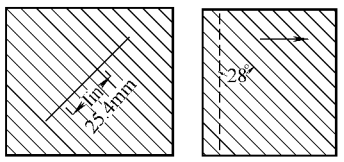


图 3-14　刻石刀目数和斜角的测定

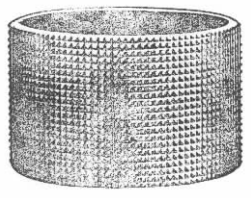


图 3-15　菱形刻石刀

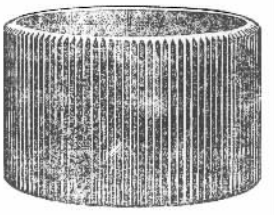


图 3-16　沟纹刻石刀

（4）螺纹刻石刀。螺纹刻石刀与沟纹刻石刀正好相反，这种刻石刀的齿是连续的。刻在磨石表面上的一系列环几乎是和磨石的轴成直角，但和直角有一点偏差，理论上环绕在磨石刻出的是螺纹，这种齿型对木材纤维的剪切作用很小，趋向于以和木材的纹路呈直角地把纤维从所磨的木材上撕下。生产的浆料游离度低，细小纤维含量高和粗渣少，单位动力消耗高。如图 3-17 所示。



图 3-17　螺纹刻石刀

3. 齿型的选择

一块磨石应选用什么样的齿型取决于许多变量，如磨石组成、木材质量、电机容量、磨木机型式、磨石线速度、所希望的游离度范围、用于生产什么纸种以及刻石设备的条件。在齿型选择中，首先应考虑的是选一种能生产合适浆料游离度的齿型。

（五）磨石的检查

磨石至少每周检查一次，内容包括：石面齿型完整情况，表面平整程度，有无烧焦条痕，磨块有无裂纹或孔洞等。在运行中的磨石，可使用频闪观测仪（stroboscope）观测。有些工厂使用胶泥作模，记录齿型。一种新的记录齿型方法是使用压敏磁带。

如果发生齿型破碎或表面不平整等现象这表明刻石技术不良或装备有缺陷。如果发生烧

焦条痕可能是喷水管位置不当或喷口堵塞，也可能是磨到石块或金属类外来杂物。如果发生磨块裂纹表明磨石温度升降变化过快，或者磨块本身有缺陷。

在正常加压运行中，如果发生敲击声，表明有磨块破碎，可以用木杆的一端横走在磨石面上探测损坏的位置和范围。要尽快修补破碎的磨块，以避免更严重的损坏。

许多工厂保持磨石边缘 45°的斜角，为的是防止因刻石不慎造成边缘的损伤。

六、磨木机的性能及参数

（一）磨石线速度

1940 年以前，磨木机通常在磨石表面线速度 18m/s 下运行，以后随着纸机车速的提高，磨木浆需求不断增加，简便省钱的解决办法是提高磨木机运行速度。20 世纪 60 年代初期，有的磨石线速提高到 40m/s，但后来降低到 28m/s，最高为 35m/s，据加拿大 1982 年调查：线速度 20.32m/s 的占 26%、20.32～25.40m/s 的占 63%、25.40～30.48m/s 的占 7%、超过 30.49m/s 的占 4%。

磨石的线速度即圆周速度，它决定于磨石每分钟的转数和磨石的直径。

$$v = \pi D n / 60 \text{(m/s)} \tag{3-1}$$

式中 v ——磨石的线速度，m/s

D ——磨石的直径，m

n ——磨石的转速，r/min

（二）喷水及磨石浸浆深度

1. 喷水

喷水的功能有：①清洁石面，使其保持最有效的状态。②从磨木区带走产生的热量。③将石面上的浆送到浆坑。④使磨石温度均匀，有利于保持稳定的磨木状况。⑤控制系统的稳定性，减少刻石费用和延长磨石寿命。⑥防止磨石燃烧损坏和降低浆的质量。⑦调节双袋式磨木机头一个袋前的喷水，有助于平衡前后袋产量。

最有效的喷水管型式是产生扇形水帘的喷头（约 5°），喷头间距约 76mm，使水帘互相交叉，整个石面都能喷到水。喷水管两端喷头要比磨石各超出 50mm，使两侧的浆顺利流入浆坑，并保持磨石、法兰盘和轴的清洁和温度的均衡，避免磨石产生不必要的应力。

为了克服磨石旋转的离心力和有效地冲刷因磨木作用沉积在磨石上的树脂和细小纤维，喷水管压力不得小于 350kPa，许多高效磨木机喷水压力为 690kPa。

喷水应使用经过滤后浓度低于 0.02% 的清洁白水，如在喷水泵后再加设一台孔径 ϕ0.8mm 的压力筛，就能更好地防止杂物堵塞喷口。喷水温度要保持稳定，传统磨木通常控制在 40～75℃之间，温控磨木 60～79℃，压力磨木 95～105℃，最近发展的超压力磨木则高达 115～140℃。

磨木机喷水量可按下式计算：

$$\text{喷水量} = \text{磨木机产量(风干浆 t/24h)} \times 0.679 / (\%) \text{(L/m)} \tag{3-2}$$

2. 磨石浸浆深度

浆坑式磨木的最大优点在于磨石得到均匀的冷却，使磨木温度保持均衡，以使用较低的电耗生产优质的浆，对大多数等级的磨木浆，磨石浸浆深度为 37～75mm。正常生产情况下，只要磨石温度得到良好控制，应尽可能用较低的磨石浸浆深度。因为较低的浸浆深度，其单位电耗较低，同时也有助于保持前后袋产量更加一致。浆坑磨木主要缺点是由于浆的回

磨和木片的堵塞使喷水难于保持磨石清洁。

浆坑不应有板皮和木片的沉积，许多工厂为此制定按时从磨木机顶部和底部清除板皮和木片的操作制度，这是保证磨木机良好运行的十分重要的操作。

无坑磨木就是在磨木过程中磨石不浸在浆中，依靠极均匀的喷水清洁和冷却磨石。压力磨木机无磨石浸浆要求，采用无坑磨木。

（三）负荷和压力

磨木机负荷的控制，最普通的是使用调节变阻器保持磨木机的稳定负荷。为发挥磨木机的最大效能，一般是以电动机的最大容量来确定给定负荷。袋式和库式磨木机以调整水压缸的压力来保持负荷稳定，同样，链式磨木机以调整链速、环式磨木机以调整环速来控制负荷。

袋式磨木机有两个液压系统，低压系统（860～1030kPa）用作装木，高压系统（2070～3450kPa）用于磨木。为了保持两袋产量均衡，磨石上行袋水压缸压力通常较下行袋高 30～70kPa。而无坑磨木则相反，在同样压力下，磨石上行袋有较高的产量。

在其他条件不变时增加压力，游离度、负荷、产量、粗纤维和碎片随之增加。调整压力可以控制游离度，但磨木机的最大负荷是其限制因素。如果达到了最大负荷，而不能得到较高的游离度，那么就需要采取诸如刻石等其他措施。根据经验，刻石应掌握在每吨浆输入功率比正常低负荷下超出 35%，比平均负荷下超出 30%，和比高负荷下超出 25%的时候。对尖锐的磨石使用低负荷，而对钝的磨石使用高负荷是有利的。

（四）磨木机的功率及生产能力计算

1. 磨木机的功率

磨木总动力消耗决定于许多因素，主要是磨浆面积、磨木比压、磨石表面状态、磨石圆周速度及原木的水分和硬度等。

磨木机所需要的功率分为两部分：一部分消耗于磨浆的功率，即有效功率 P_e；另一部分石消耗与克服轴承摩擦、磨石在浆坑中与浆料摩擦及空气阻力上的功率，即无效功率 P_H。

总功率
$$P_T = P_e + P_H (kW) \tag{3-3}$$

有效功率
$$P_e = \mu_e P_e F_e v / 102 (kW) \tag{3-4}$$

式中 P_e ——磨木比压，即磨石表面的单位压力 $9.8N/cm^2$

F_e ——有效磨浆面积，cm^2

v ——磨石的线速度，m/s

μ_e ——原木与磨石的摩擦系数

无效功率由磨木机的轴承构造、磨石圆周速度、浆坑中浆的浓度及磨石浸入浆坑中的深度等决定，通常无效功率为总功率的 10%，即

$$P_H = 0.1 P_T (kW) \tag{3-5}$$

实际上磨木机配置电动机的功率为

$$P = a P_T / \eta (kW) \tag{3-6}$$

式中 a ——储备系数，一般取 1.2

η ——传动效率可取 0.94

2. 磨木机的生产能力

磨木机的生产能力首先决定于磨木机的结构参数，如磨木弧长，有效磨浆面积，磨石圆周速度，磨木比压等。在生产过程中，磨石表面状态、原木的种类、水分及料箱中装木情况均影响磨木机的生产能力。

理论上，磨木机的生产能力应由磨木进料速度、磨浆面积所决定：

$$Q = 24 \times 60 K_1 S A_e / 1000 K_2 = 1.44 K_1 S A_e / K_2 \qquad (3\text{-}7)$$

式中 Q ——磨木机的理论生产能力，t 风干浆/d

S ——磨木进料速度，mm/min

A_e——有效磨浆面积，m^2

K_1——料箱中木材的实际系数，可取 0.75

K_2——生产 1t 风干浆所需实积原木 m^3

第三节　盘磨机械浆设备

一、概　　述

20 世纪 50 年代初期在用盘磨机处理磨石磨木浆筛渣的基础上，发展成一种将木片在盘磨机中直接磨碎成浆的新的机械制浆设备，称为盘磨机械浆（RMP）设备，又称木片磨木浆（CRP）设备。

20 世纪 60 年代初，为了提高盘磨机械浆的强度，减少纤维束和碎片含量，在木片进盘磨机之前先经短时间汽蒸使之软化，发展成为预热机械浆（TMP）。

TMP 越来越大的能耗，引发了对节能 TMP 设备的深入研究。1984 年，芬兰制浆造纸研究院进行了高速盘磨机的试验（为节能考虑），并导致安德里兹（Andritz）高速 TMP 过程（即 RTS 过程）的开发。1994 年，第一台高速 TMP 设备在瑞士的 Perlen 投入运行，同年，桑斯（Sunds Defibrator）在瑞典的 Ortviken 也安装了类似的设备。

到今天为止，根据原料性质和所要生产的产品特征，对化学预处理过程作了各种各样的变化，而发展成为名目繁多的新的制浆方法。例如，碱性过氧化氢化学机械浆（APMP），中性亚硫酸盐法半化学浆（NSSC），碱性亚硫酸钠法半化学浆（ASSC）等。

二、盘磨机械浆系统的典型流程

木片经洗涤去除泥砂、石子、铁块等杂质后，由螺旋喂料器定量地喂入盘磨机中磨成浆（图 3-18）。使用南方松的工厂，由于木材中含有带色有毒物质和树脂等，在磨浆之前先用螺旋挤压机挤压，使之部分去除。

标准盘磨机械浆是在常压下磨浆的。为了提高磨浆效果，有的工厂将盘磨机前后加以密封，进行压力磨浆，称为 PRMP。

磨出的浆经消潜池消潜后，送筛选。粗渣用单独盘磨机或返回系统再磨。

由前述可知，盘磨机械浆系统一般由：木片加料器、木片预热器和盘磨机三个部分组成。

三、盘　磨　机

可分为单盘磨、双盘磨和三盘磨三种。单盘磨又可分为悬臂式结构和通轴式两种如图 3-19。

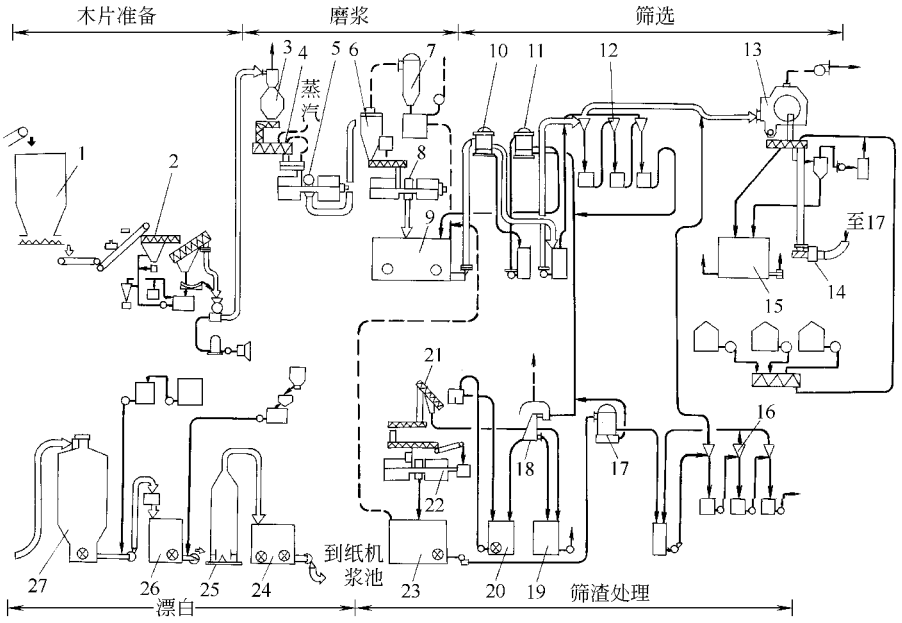


图 3-18　盘磨机械浆典型生产流程

1—木片仓　2—木片洗涤机　3—过渡贮料器　4—木片预热器　5—一段磨浆机　6—浆气分离器　7—冷凝器　8—二段磨浆机　9—磨后浆池　10—一段筛　11—二段筛　12—除渣器　13—浓缩机　14—高浓浆泵　15—滤液池　16—除渣器　17—尾渣筛　18—曲筛　19—滤水池　20—磨前浆渣池　21—浆渣脱水器　22—浆渣磨浆机　23—磨后浆渣池　24—漂后贮浆池　25—漂白塔　26—中和池　27—高浓贮浆塔

（一）单盘磨

单盘磨由 1 个定盘和 1 个动盘组成，由 1 台电动机带动转轴上的动盘旋转进行磨浆，浆料由定盘中心孔进磨，动盘转速 1500～1800r/min，磨盘间隙通过液压系统或齿轮电动机进行调节，一个磨盘旋转，另一磨盘固定不动。旋转的磨盘可采用悬臂结构，磨盘安在主轴的末端，也有的是将旋转的磨盘装在主轴中部，两端由轴承支撑。

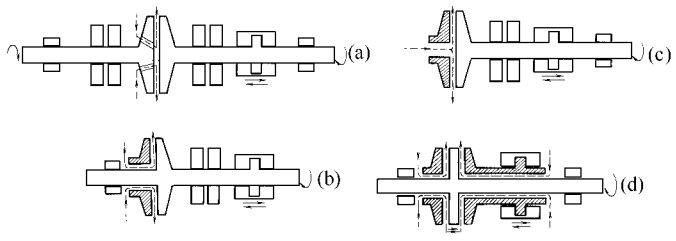


图 3-19　盘磨机的主要型式
（a）双盘磨　（b）通轴式单盘磨
（c）悬臂式单盘磨　（d）三盘磨

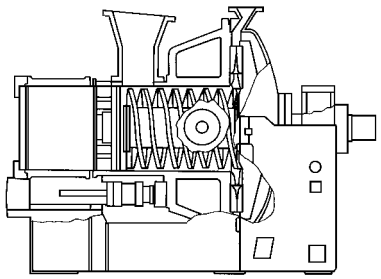


图 3-20　安德里兹公司的 SB150/170 单盘磨

木片利用环绕主轴上的螺旋喂入盘磨机。喂料螺旋可以单独传动也可以随主轴转动。安德里兹公司的 SB150/170 单盘磨如图 3-20，其技术规格如表 3-4；桑斯公司的技术规格如表 3-5。

表 3-4　　安德里兹公司单盘磨技术规格

型　　号	磨盘直径/mm	最高转速/(r/min)	电机功率/kW
SB150	1520	1500	1000
SB170	1680	2300	1400

表 3-5　　桑斯公司单盘磨技术规格

型　　号	磨盘直径/mm	最高转速/(r/min)	电机功率/kW	型　　号	磨盘直径/mm	最高转速/(r/min)	电机功率/kW
RG36	910	1500	1200	RL(P)58S	1470	1800	9000
RG(P)42	1070	1500	2500	RG(P)60	1500	1800	10000
RL(P)50S	1270	1800	4500	RG(P)70CD	1500	1800	17000
RL(P)54S	1370	1800	6000				

（二）双盘磨

双盘磨由两个转向相反的动盘组成，各由 1 台电动机带动，转速为 2400～3000r/min，通过双螺杆进料器强制进料，利用线速传感器（LVTD），可准确控制磨盘间隙，两个磨盘都装在悬臂上，作反方向旋转。

木片通过同轴的喂料螺旋由一个转盘的中心口喂入，也有由一磨盘斜方向喂入的。图 3-21为安德里兹公司的双盘磨，其技术规格如表 3-6 所示。图 3-22 为桑斯公司的双盘磨，其主要技术规格如表 3-7 所示。

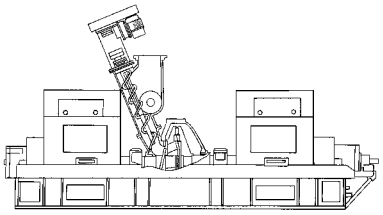


图 3-21　安德里兹公司的 SB160/190 双盘磨

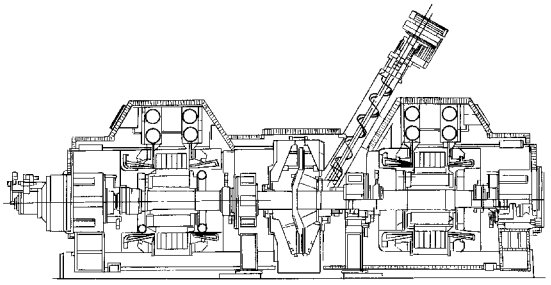


图 3-22　桑斯公司的双盘磨

表 3-6　　安德里兹公司双盘磨技术规格

型　　号	SB160 双	SB190 双
功率/kW	2×10000	2×13000
标准磨盘直径/mm	1600	1850
质量/t	100	150

表 3-7　　桑斯公司双盘磨技术规格

型　　式	转速/(r/min)	磨盘直径/mm	电机功率/kW
RSA1000	1500	1100	2×1100
RSA1300	1500	1300	2×2200
RSA1300	1500	1300	2×3000
RSA1500	1500	1500	2×6500
RGP65DD	1500	1600	2×7000

（三）三盘磨

三盘磨由 2 个定盘和中间 1 个动盘组成，动盘两侧具有两齿面，分别与 2 个定盘组成 2 个磨浆室，即使转速很高，也不存在动盘偏斜问题，磨浆过程产生的蒸汽，可由 2 个进料口和 1 个出料口排出。轴向联动的 2 个定盘，通过液压系统，可调整间隙和对动盘施加负荷，这种构型的盘磨机不需使用大的推力轴承。这是由两台单盘磨结合而成的，但和单盘磨有很大不同，它的旋转的磨夹在两个固定的磨盘中间，因此在同样直径下，磨浆面积提高了一倍。由于两边固定的盘磨对着中间转盘加压，因此实际上不存在轴推力，磨盘也不会变形，在任何操作条件下都能保持良好平行度。

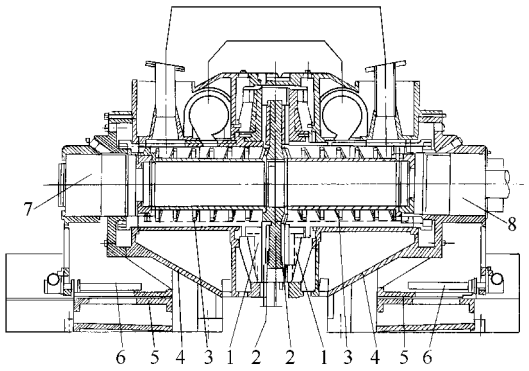


图 3-23　三盘磨结构示意图

1—磨盘底座　2—磨盘　3—带式喂料器　4—对称的盘磨机外壳　5—底座　6—回缩机构　7—盘磨机末端轴承座　8—盘磨机传动侧轴承座

图 3-23 所示为安德里兹公司的三盘磨，表 3-8 为其技术规格。

表 3-8　　安德里兹公司三盘磨技术规格

型　　号	TWIN45-C（P）	TWIN50-C（P）	型　　号	TWIN45-C（P）	TWIN50-C（P）
磨盘直径/mm	1143	1270	最高速度/（r/min）	1800	1800
最大功率/kW	6500	10000	质量/t	18	27

单盘磨产量较低，但其设计与制造简单，成本较低，仍有一定市场；双盘磨在 20 世纪 70 年代发展较快。由于盘磨机所做的功，是在磨盘的刀缘上完成的，单位时间内刀缘与纤维接触次数越多，则纤维经受处理的程度越大，浆的强度提高越大。因此盘磨机转速越高，则运转中齿刀作用于纤维的频率越高；另一方面，提高转速与增大磨盘直径，均可提高盘磨机的单机生产能力。因此，不论单盘磨或双盘磨，都有向高速、大直径发展的趋向，迄今，已出现最大盘径 2082mm、动力 26000kW 的盘磨机。但提高转速会使盘磨机产生很大离心力，影响磨盘间浆料的正常分布，并使设备产生稳定性问题。三磨盘的开发，从增加磨浆面积入手，在不提高转速及增大盘径情况下，磨浆面积增加 2 倍，既有利于产量提高，也有利于改进磨浆质量，同时便于热能回收。

（四）锥形盘磨机

为了克服大直径磨盘所带来的问题，这些年发展了“锥形区”的概念，即在磨盘的外圈有一和磨盘成 75°的磨浆区，这种叫做 RGP 70 CD 的盘磨机的磨浆面积相当于普通 1778mm 盘磨机，而其线速度只相当于 1473mm 的盘磨机。

在锥形盘磨机中，中间平面磨浆部分的磨盘充分利用离心力作用使浆料进入磨浆区，而到了锥形区，这种加速的离心力降低，而延长了浆料在磨区的停留时间。图 3-24 为 RGP 70 CD 锥形盘

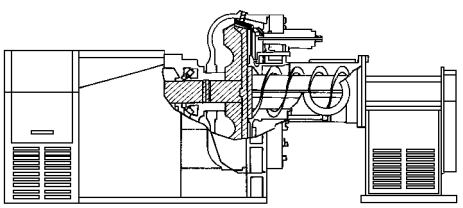


图 3-24　锥形盘磨机 RGP 70 CD

磨机的剖面图。

（五）盘磨机的结构设计要求及正常运行的保安措施

对磨浆过程的研究表明，木片磨浆的机理是：当木片进入两个相对高速转动的磨盘之间时，木片便在磨盘机械力的作用下，部分受到磨纹的辗磨，大部分是由于木片或纤维本身的相互摩擦和挤磨而制成机械浆。在木片磨浆过程中，先是木片在磨盘的破碎区被破碎成火柴杆状的小木杆，然后进入磨碎区被磨成木丝，最后在磨盘的精磨区被分离成纤维并细纤维化。在磨碎过程中，由于强烈的摩擦作用而产生大量的热，木片在高温下加热，木素容易软化，纤维能在比较不受损伤的情况下分离出来，因而迅速地制得所需要的浆料。

实验和生产实践证明，必须在 15％～35％浓度条件下进行磨浆，才有良好的效果。浓度较低，只能产生纤维短小和强度低的浆料。但如果浓度过高，则会使浆料过热，大量水分蒸发，局部浆料过干，导致浆料在高温下颜色变深，甚至焦化。因而，对木片磨浆机首先要依据这一基本的工艺要求来进行结构设计。

1. 盘磨机结构设计的要求：

（1）物料必须连续而均匀地喂入磨浆机。因此要有连续均匀的进料机构。一般可采用螺旋进料，强制送进。

（2）在两个磨盘表面间的物料必须布满整个盘面空间，并连续运动。因此要有良好的磨盘结构来实现这种连续运动，并将木片连续磨制成合格的浆料而离开磨盘。

（3）浆料的质量必须稳定。在其他条件相同的情况下，主要因素之一是磨盘必须耐磨，更换的周期越长越好。现在普遍采用的是合金磨盘。

（4）磨浆过程中必须保持一定的磨料浓度。因此磨浆机壳体内装有喷水管，使磨碎区内有最适宜的磨浆浓度。一般可掌握在木片与水的混合物中含有 25％～33％的绝干木片的浓度，水分在大量的吸热过程中通过磨盘，并为湿浆和蒸汽带走。

（5）盘磨机在操作过程中，必须使磨盘施加于磨盘面间的物料上的压力相对稳定，并保持磨盘面间有一个恒定的均匀的间隙。稳定的压力和恒定的间隙关系到磨浆的产量、质量和动力消耗，因此必须有压力和间隙的调节装置。

（6）通过磨盘磨成的浆料到了磨盘的壳体（磨室）空间后必须迅速通畅地排出，才能保持磨浆过程的连续进行。因此必须设有适宜的排料口或者专门的排料机构。

（7）必须保证设备运转时高度平稳，磨盘间隙不受其他因素所影响而保持恒定。为此，主轴和磨室壳体要有足够的刚度；转盘磨盘要有足够的动平衡；磨浆机的机座要紧固，运转时设备的振动力通过机座直接为基础所吸收，磨浆机运转前后机座必须保持恒定的温度；磨浆机在运转时，轴承和相对转动的部位所产生的热量必须及时引出，充分冷却。此外，在结构设计上对零件的加工精度和装配精度需提出严格的要求，在材料选择方面，要注意到热胀系数对设备精度的影响。

（8）设备的结构要紧凑，且便于对磨室的检查、磨盘的更换和浆料的抽取。

2. 盘磨机正常运行的保安措施

（1）磨浆机主传动电机负荷过大、过小的报警。

（2）磨浆机主轴承润滑情况的报警。

（3）电机和主轴承超温的报警（一般电机以 105℃为限，轴承以 40℃为限）。

（4）电机冷却水中断时的报警。

（5）磨浆机产生异常振动时主电机自动停车的报警。

（6）双盘磨操作时，发生其中一个磨盘带着另一个磨盘同向转动时的自动报警。

（六）盘磨机的磨盘

1. 选择磨盘的标准

①能磨出质量好的浆；②电耗低；③磨盘的吨浆成本低。

2. 磨盘的设计

目前磨盘的设计还是凭经验摸索出来的，无规律可循，也没有一种对各种木材和浆料都适用的磨盘，磨盘通常分破碎区、过渡区和精磨区。破碎区用的磨碎木片，其磨齿粗而稀精磨区磨齿细而密。典型的磨盘如图 3-25 所示。

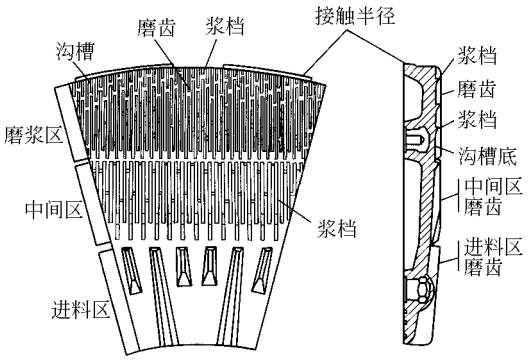


图 3-25　典型的磨盘

当木片喂入盘磨机时，先经破碎区磨成火柴杆状，然后通过过渡区和精磨区。

磨齿是用以对纤维施加压力的，沟槽则用以让纤维膨胀并作为输送水和蒸汽的通道。一般磨齿和沟槽的宽度不得超过纤维的长度。有的磨盘设有浆挡，其作用是抑制浆料的流动，迫使纤维进入齿面受到磨碎作用。浆挡最好呈螺旋状排列，其高度由中心到外部逐渐增加。

设计磨盘的另外两个指标是填充状态曲线和比容积曲线。填充状态曲线是指两磨盘接触时沟槽空间与磨盘半径的关系。比容积曲线的含义与填充状态曲线相似，但是是指在磨浆间隙下的空间总容积。从图 3-26 和图 3-27 可以看到曲线上最窄的一点的蒸汽速度为 0，称转折点。离开这一点磨浆所产生的蒸汽分别向磨盘内外流动，这转折点离磨盘中心越远，越多的蒸汽以和纤维流动方向相反的方向反喷。实际上，应使大部分蒸汽随纤维排出，以利均匀喂料，但反喷的蒸汽量难以控制。

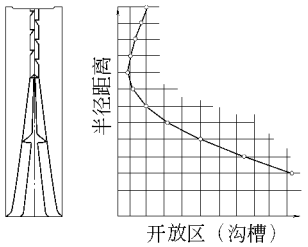


图 3-26　填充状态曲线

盘磨有一定的锥度，通常精磨区锥度小，过渡区锥度大，而两段或多段磨浆的磨盘锥度逐渐减小，如有的公司一段磨两磨浆区的锥度分别为 1∶160 和 1∶300，而二段磨两磨浆区的锥度为 1∶100 和 1∶300。

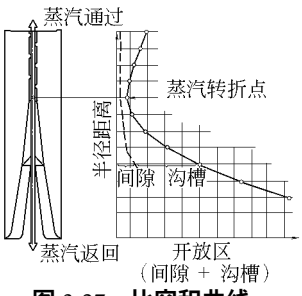


图 3-27　比容积曲线

盘磨和平行度对成浆质量影响很大，一般圆周上的平行度偏差不得大于 0.05mm，否则纤维和蒸汽会从间隙大的地方逸出，使盘磨机产生震动降低成浆质量。

3. 磨盘的结构

磨盘是盘磨机中组成研磨副的关键部件。磨盘一般有装在主轴上或固定的盘体和直接同纸浆接触，产生研磨作用的磨片的构成。磨片可以是整个圆形的或由若干扇形片组成，也由单独一或两者兼有。磨片可直接装在盘体上或通过整圆的盘托与盘体结合。磨盘上直接对纸浆起作用的是磨片上的磨纹。

高浓操作的磨盘磨纹在中心区域，中间区域至边缘区域各段是不相同。中心区域对物料起破碎作用，称为破碎区；中间区域起磨浆作用，称为磨浆区域粗磨区；边缘区域起精磨作

用，称为精磨区。

磨盘的磨纹布置要求及参考尺寸如下：

（1）磨纹的分区布置。应能适应物料从粗变细的规律，而且能够在磨盘正、反转运行时使物料顺畅地通过磨区。

（2）凸起的齿纹和凹下的齿槽尺寸。必须从大到小逐渐缩小。破碎区，齿纹宽度为 8～16mm，齿槽宽度为 16～32mm；磨浆区，齿纹宽度为 2～4mm，齿槽宽度为 3～5mm；精磨区齿纹宽度根据磨浆工艺的需要和制造技术有的可达到 1～1.5mm。

（3）磨纹的梯度。根据磨盘直径大小设置 1～3 个梯度，破碎区梯度 6°～15°；磨浆区梯度 3°～7.5°；精磨区梯度 0°～0.5°。磨盘直径 900mm 以下的只设一个梯度，一般为6°～12°。

4．磨盘的材料

盘磨的材料决定于它的使用寿命，目前最多的是用镍铬冷硬铸铁，它是一种耐磨的镍铬白口铁。它成本低，耐磨性能好，但容易腐蚀，不锈钢磨盘耐腐蚀，但价格昂贵。为了在使用寿命和单位成本之间取得折衷，目前发展了两种高铬白口铁，即 Hi-C 白口铁和 K 合金白口铁：Hi-C 白口铁含铬 25%～26%，K 合金白口铁含铬 18%。

为了尽可能延长更换磨片的周期，提高劳动生产率，以及稳定磨浆的质量，在设计磨盘时，要注意选择优良的耐磨的磨片材料。表 3-9 示出直径 1270 盘磨机一种磨片材料的成分。它是一种含有适当比例的镍铬特种合金钢，通常硬度 75°（肖氏）左右。

表 3-9　　直径 1270 磨浆机磨片材料成分　　单位：%

成　分	中心区磨片		中间区磨片		精磨区磨片	
	正面	背面	正面	背面	正面	背面
C	0.27	0.14	0.21	0.23	0.23	0.29
Si	0.45	0.68	0.59	0.64	0.58	0.66
Mn	0.86	0.81	0.25	0.28	0.42	0.42
S	0.028	0.018	0.009	0.027	0.030	0.027
Cr	19.45	19.50	15.85	15.70	16.70	16.80
Ni	5.35	5.35	0.20	1.95	1.95	1.95
Mo	1.26	1.16	0.53	0.53	0.32	0.47

（七）盘磨机的转子

转子是盘磨机的关键部分，它包括主轴、磨盘和轴承。在电机和磨盘同轴安装的盘磨机内，还包括电机。设计转子时必须考虑盘磨机的动态特征和振动频率。盘磨机的主轴是承载磨盘的，还必须考虑启动时的瞬时扭矩。

磨盘以压配合固定在轴上，以克服启动和运转时的扭矩。如果磨盘位于主轴的一端，则采用锥形配合。启动盘磨机时轴的瞬时扭矩最大，当加速到额定速度的 40%～45%时，达到最大值，最大扭矩可达正常运转时额定扭矩的 6～8 倍。在高速旋转时产生很大的离心力，使磨盘外圈向背面弯曲。增加磨盘厚度可减少这种变形，但也提高了磨盘质量，相应地就必须加大主轴直径。

磨盘的弯曲变形在一定程度上可采用带锥度磨盘的形式予以补偿。但磨盘的变形随盘磨机磨浆时负荷的大小而不同，也就是说磨浆负荷大时需要较大的锥度，这就带来一些困难，因为盘磨机刚起动时都不能满负荷运转的。

三盘磨由于转盘夹在两定盘之间旋转，因此不存在磨盘变形问题。盘磨机主轴配有径向轴承和止推轴承。径向轴承用以承载转子的质量，而止推轴承则抵消加压装置造成的轴向负

荷和磨浆时产生的蒸汽的压力。除三盘磨外，其他型式的盘磨机都必须要止推轴承，在大多数情况下，止推轴承都位于轴的外侧，即远离磨盘一侧，这样比较灵活。因为在负荷作用下轴将延伸，止推轴承装在靠近磨盘一侧时，止推距离较短，在负荷作用下反应较快。对采用通轴的单盘磨，止推轴承装在轴的两端，推力均匀地分布在两个较小的止推轴承上。

盘磨机轴承一般的工作温度为 65～93℃，要用低粘度油润滑。盘磨机对润滑的要求很高，新型盘磨机有集中润滑系统。润滑油经冷却至 40～45℃后进入轴承。冷却过的润滑油不仅能提供保护油膜，而且能将轴承内的热量带走。为了防止润滑油中断供应而损坏轴承，盘磨机的电机和润滑油系统联锁。有些盘磨机设有备用电池，使电源故障时润滑油也不致中断。

（八）盘磨机的传动

今天盘磨机的驱动电机越来越大。这主要是考虑由于经济上的原因。因为安装大型但数量较少的设备要节省投资和一些辅助设备的费用。

所有双盘磨的电机都是和盘磨机结合成一个整体的。驱动功率小于 3675kW 的平盘磨也用这种结构。但大型单盘磨的电机则用齿轮联轴器和盘磨机连接。这样可以使用标准电机。然而这种情况不太现实，因为大型电机通常都是为某一用途而专门设计的，一般都没有自己的支架。整体安装的电机使传动和盘磨机成为一个整体，不存在对中的问题。这就大大简化了基础的设计。

盘磨机可用感应电机或同步电机传动。小型盘磨机通常用感应电机驱动，因为它的用电量占全厂用电量的比例很小，因此对功率因数的校正意义不大，而且 1800r/min 的感应电机比同步电机便宜。感应电机只有在满负荷下运行才有较高的效率，而在低负荷时效率和功率因数都大大降低。可以在电机或起动器上安装电容器，来修正功率因数，但功率因数不会超过 97%。同步电机则相反，在任何负载条件下效率都一样高。它可以设计出很高的功率因数，这样不仅保证盘磨机功率的有效利用，而且可改善整个工厂的功率因数，取决于工厂的配电系统，这意味着可以大大降低运转费用。

（九）盘磨机磨盘间隙的调整

要获得质量均匀的浆料，必须精确地控制磨盘的间隙。这可以用机械或液压方式来实现。

机械加压系统是利用齿轮电机使两磨盘靠近，直至达到所要求的传动电流为止。这方法比较简单，间隙是固定的，而且，由于在满负荷下运行时，设备受热膨胀，因此在空载冷状态的机械零点并不表示运转状态的零位，我们经常可以记录到磨盘间隙为负值就是这个原因，现在机械加压系统已很少使用。

液压加压系统可用定位式或压力式来调整磨盘间隙。采用定位式加压时，在达到一定电流后将液压系统锁住，使磨盘定位，这样磨盘间隙和机械加压系统一样是固定的。压力式液压加压系统，液压保持恒定，由于盘磨机外壳内的压力与两磨盘之间的磨浆压力有直接关系，因此能自动控制磨浆压力。这种加压系统能随通过量的微小变化而予以补偿，在输入的功率保持一定时，能自动改变磨盘间隙。

1. 压力的调节

借助于调整螺旋 1 的转动来调整固定磨盘 2 和旋转磨盘 3 之间的间隙 a。调整的结果在具有 0.02mm 间距刻度的光学放大仪上显示出来。调整螺旋转动时产生的轴向位移驱动一个导向阀 4 的阀芯。磨浆机电机一侧的轴承 6 设计成一个活塞，活塞缸就是这个轴承壳的滑座 7。这个缸室称为 B_1，与操作侧的缸室 B 相连通。B 和 B_1 两个缸室的油压面积之和为

1170cm²。操作侧缸室 A 的油压面积为 594cm²。缸室 A 和缸室（$B+B_1$）中的压力由导向阀调整。在压力油通入液压系统时，操作侧的油缸活塞 8，调整螺旋 1 和导向阀 4 的阀芯均轴向移动，直至导向阀阀芯达到中性位置，即缸室 A 内的液压力与缸室（$B+B_1$）内的总液压相等为止。当磨盘之间出现一个辗磨压力时，活塞 8 即发生移动，导向阀 4 的阀芯位置也随之变化而离开中性位置，使各缸室内的压力改变，直至缸室 A 和缸室（$B+B_1$）的压力达到新的平衡，而导向阀 4 的阀芯处于一个新的中性位置为止。但由于实际上导向阀阀芯的行程长度在 0.01～0.02mm 之间，因而使固定磨盘 2 与旋转磨盘 3 之间的间隙趋于恒定，而与辗磨压力的大小和变化无关。缸室 A 的压力大小以及缸室（$B+B_1$）内的总压力分别由安装在仪表盘上的压力表 9 和 10 读出。这时辗磨压力的大小由缸室（$B+B_1$）内的总压力与缸室 A 内的压力差来确定。例如压力表 10 所示的压力为 300N／cm²，而压力表 9 所示的压力接近于零（即大气压）时，则施加于磨浆机上的液压力为：

$$300N/cm^2 \times 1170cm^2 = 351000N = 0.35MN$$

这样大的轴向液压推力（即辗磨总压力）全由两个轴承装置所吸收。

操作侧两个轴承之间设一缸室 As，它与缸室 A 相通，目的在于磨浆机处于不同的操作条件下，使两个轴承上始终都保持有轴向力的作用，有利于轴承的正常运行。

2. 间隙的调节

如图 3-28 所示，在盘磨机起动之前，可将磨盘阔隙 a 调至 10mm，定为盘磨机安全启动时的最大距离。此时开动油泵电机 13，则油泵 5 将油箱 11 中的油通过滤油器 12 而吸入。由油泵 5 排出的压力油经换热器 14，使输入系统的油温适当。然后油经溢流阀 15 调压，一定压力的油通过单向阀 16，部分压力油由蓄能器 17 储存，以保证在油泵停止操作时系统仍保持一定的压力。送入系统的压力油的压力由压力表 18 指示。压力油通过油管 D-P 而进入导向阀 4，导向阀用于调整送入缸室 A 以及缸室（$B+B_1$）中的压力平衡，磨浆机、磨盘的间隙仍为预先调整好的 10mm。当磨浆机主电机启动之后，动盘 3 开始高速转动，这时可以操作调节装置 25，以控制导向阀阀芯的位置，从而达到调节间隙 a 的目的。

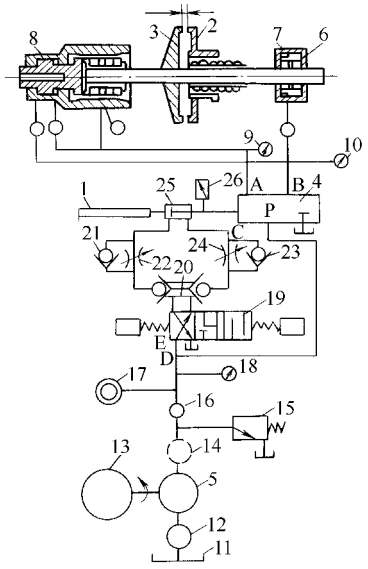


图 3-28 ϕ1270 木片磨浆机调整磨盘压力、间隙的液压系统

1—调整螺旋 2—固定磨盘 3—转动磨盘 4—导向阀 5—油泵 6—电机侧轴承 7—电机侧轴承壳滑座 8—操作侧活塞 9、10、18—压力表 11—油箱 12—滤油器 13—油泵电机 14—换热器 15—溢流阀 16、21、23—单向阀 17—蓄能器 19—电磁换向阀 20—组合止回节流阀 22、24—可调节流阀 25—调节装置 26—微动开关

油压系统中压力油除了通过油管 D-P 到达导向阀外，还通过油管 D-E 进入一个三位四通的电磁换向阀 19，它的换向作用受微动开关 26 所控制。如图 3-28 中所示位置，压力油经电磁换向阀 19 而进入组合止回节流阀 20 右边，经阀体内的单向阀，再经系统中单向阀 23，油管 C-C，而进入调节装置油孔 C，回油经油管 D-D，可调节流阀 22，组合止回节流阀 20 内左边单向阀（当组合止回节流阀 20 的阀芯左移时，阀内左边单向阀开启）、换向阀至油箱。当电磁换向阀 19 的阀芯处于中间位置时，压力油不通入 C 孔或 D 孔。当电磁换向阀 19 的阀芯处于右边位置时，则压力油通入 D 孔而由 C 孔排出回油。

压力油通入 C 孔时，则导向阀阀芯左移，磨浆机缸室 B 和 B_1 中的压力增大，动盘向定盘靠拢，反之，压力油通入 D 孔时，导向阀阀芯右移，磨浆机缸室 A 中的压力增大，动盘与定盘分离。调节装置中调节螺旋的机械调节用于磨盘间隙的精密调节，一般是用手旋动调整螺旋 1 来实现，也可用一个带有遥控的磨盘间隙控制电机来代替。

调节装置中的液压部分则用于磨浆机转动的轴向快速移动——间隙粗调。导向阀 4 上的微动开关 26 用来控制转动磨盘移动的极限位或预定的位置。

最近又出现了采用电子探针或过负荷传感器来检测磨盘位置的突然变化，可以精确地控制磨盘间隙。

四、盘磨机械浆系统的配套设备

（一）木片洗涤设备

木片洗涤机用以清除木片中的砂石、木节、金属杂物等，以利于磨浆机正常运行、延长磨盘使用寿命、提高木片含水率和使木片具有较均匀的水分。采用热水洗涤，还有助于软化木片，有利于以后磨浆工艺的进行。木片洗涤机按分离杂物的主要部件不同分为转鼓式、螺旋式和锥形转子式三个类型。

1. 转鼓式木片洗涤机

这种洗涤机的结构如图 3-29 所示。其杂物收集器及除渣器均配有自动定时排渣闸阀。在木片脱水输送螺旋下的锥形槽内设有液位控制装置，保持槽内的一定液位。其主要技术特征如表 3-10 所示。

表 3-10　　芬兰生产木片洗涤机类型及技术特征

型　号		JCW300	JCW600	型　号	JCW300	JCW600
外形尺寸/mm	A	1600	2200	转鼓电动机功率/kW	7.5	7.5
	B	2700	3600	转鼓转速/(r/min)	25	25
	C	3000	3900	输送杂物螺旋	2.2	2.2
	D	950	1100	电动机功率/kW		
	E	600	1200	输送杂物螺旋		
	F	500	500	转速/(r/min)	25	25
	G	1050	1350	生产能力/(m^3/h)	140	200
	H	1350	1650	质量(包括水)/t	4	8

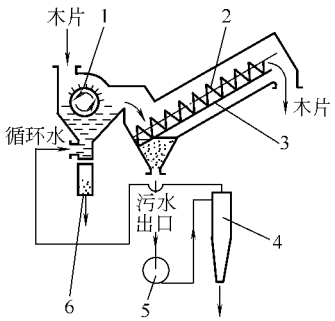


图 3-29　转鼓式木片洗涤机
1—转鼓式杂物分离器　2—木片脱水输送螺旋　3—筛板　4—除砂器　5—循环水泵　6—杂物收集器

2. 螺旋式木片洗涤机

如图 3-30 所示，这是一种具有螺旋式分离器的洗涤设备。它的主要部件是具有特殊结构的使杂物与木片分离的螺旋式分离器。这根螺旋在它的轴上焊有许多金属棒状物或金属板条，旋转时有效地把木片打入水中，螺旋叶片则把木片向前推进。

3. 锥形转子木片洗涤机系统

锥形转子木片洗涤机的系统如图 3-31 所示。它主要由锥型转子木片洗涤机（杂物分离机）、脱水筛、水槽、木片输送螺旋和循环水的净化系统组成。后者包括有除渣器、斜筛、泵等。洗涤系统中，与水接触的部件都用不锈钢制成，脱水筛机架用冷轧钢板制成并摊上环氧树脂，筛板是不锈钢的。

木片沿洗涤机壳壁进入洗涤机内。由于循环水切向进入洗

涤机壳体以及锥形转子的旋转运动，使木片迅速地随水流的涡旋运动而走向锥形壳的底部，然后向中心升起，在离心力和激烈湍流的作用下使杂物从木片中分离出来。洗涤后的木片经中心管随水流溢出而进入脱水筛脱水。各种重杂物沿壳体内壁走向底部的收集管，通过两个阀门定时交替开闭而把杂物排至杂物收集槽。

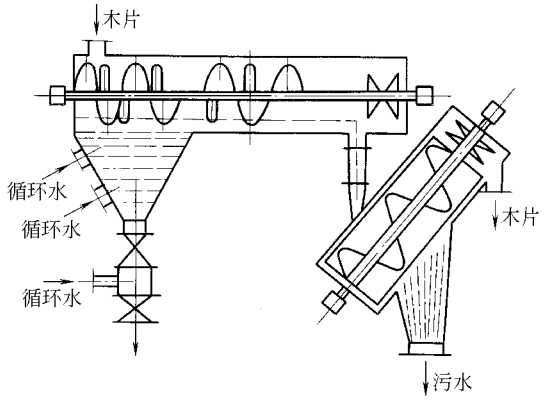


图 3-30　具有螺旋式分离器的洗涤设备

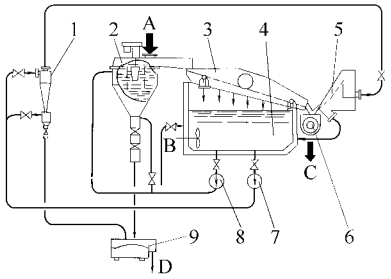


图 3-31　锥形转子木片洗涤机系统

1—除渣器　2—锥形转子木片洗涤机　3—木片脱水筛　4—水槽　5—斜筛　6—洗后木片输送螺旋　7、8—水泵　9—杂物收集槽

A—木片　B—补充的新鲜水　C—洗后木片　D—杂物

（二）加料器

制备盘磨机械浆生产流程中常用的加料器有螺旋加料器和格仓加料器两种，一般安装于预热器（汽蒸室）或预热浸渍器之前。

1. 螺旋加料器

图 3-32 表示一种国产的螺旋加料器。

螺旋加料器的主要技术参数如下：

密封料塞管形成的料塞体积质量：$\geqslant 450\sim 500 kg/m^3$

螺旋压缩机：对于木片为 1.7∶1，对于草片为（2.5～4）∶1

进料含水率：对于木片 40%～50%

螺旋转速：20～70r/min（对于木片取小值）

在螺旋全长范围内的螺距数目：5～6 个（沿料片前进方向，开头两个螺距为等距，且螺旋直径相同，形成螺旋圆柱段，接着 3～4 个螺距逐渐减小，且螺叶直径也逐渐缩小，形成螺旋的圆锥段）

螺距与螺叶直径比例：一般取 0.8

螺旋机壳内防滑筋条宽度：15～20mm

螺旋与机壳内防滑筋条之间的间隙：0.1～0.8mm

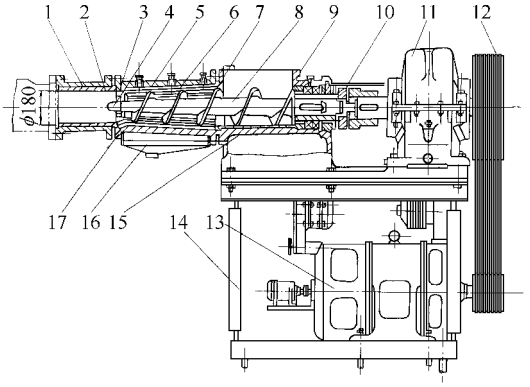


图 3-32　一种国产的螺旋加料器

1—料塞外管　2—料塞内称管　3—垫圈　4—螺旋轴头部　5—螺旋管上体　6—筋条　7—螺旋叶　8—螺旋轴　9—加料口　10—连轴器　11—减速器　12—带轮　13—调速电动机　14—弹性支架　15—基座　16—水槽　17—螺旋管下体

2. 格仓加料器

格仓加料器分低压格仓加料器和高压格仓加料器两种。

（1）低压格仓加料器用于将经计量器来的料片均匀而连续地送入预热器，并对预热器起密封作用。低压格仓加料器的工作压力一般低于 0.15MPa，加料器装配后需进行试水压，一般水压力为 0.26MPa。其结构如图 3-33 所示，工作原理如图 3-34 所示。它由铸钢外壳和锥形格仓转子构成。加料口的侧壁上装有底刀，有利于物料进入仓格内。外壳侧面有废气引出口，通过接管将格仓中的废气导入料斗中加热物料。锥形格仓转子的锥度常取 1∶20，轴向位移量最大 60mm。格仓转子与锥形外壳的间隙小于 0.05mm。格仓转子表面线速度为 0.9m/s 左右。当转子工作表面磨损，可通过调节手轮作轴向位移进行补偿。

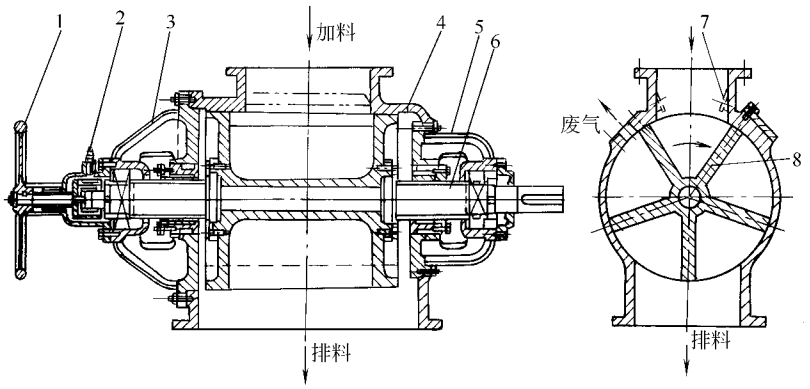


图 3-33　低压格仓加料器

1—调节手轮　2—定位螺钉　3、5—端盖　4—壳体　6—转子轴　7—底刀　8—锥形格仓转子

（2）高压格仓加料器的工作压力大于 0.2MPa，它在结构上的特点是仓格多而结构刚度大，在仓格间设有压力平衡管，仓格数为 7 时，设一根平衡管，仓格数在 10 以上，设两根以上平衡管。平衡管内径为 25～30mm。

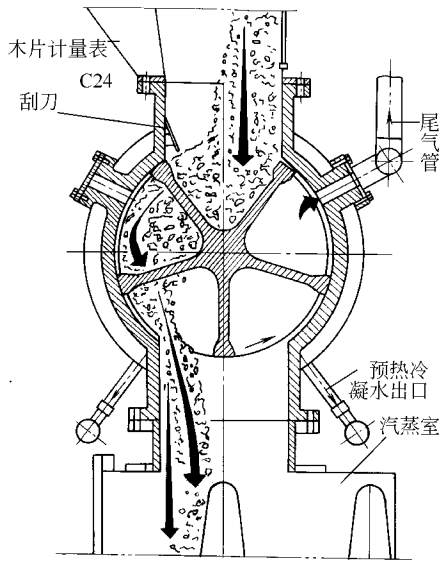


图 3-34　低压格仓加料器工作原理图

（三）汽蒸器

汽蒸器的作用在于使物料进入磨浆机之前进行蒸汽加热，使之软化和湿润，以节省磨浆动力和提高磨浆质量。木片的预汽蒸可以在常压下进行，也有在压力下进行的。

常压预汽蒸通常是在木片仓内进行。图 3-35 为一种常压预汽蒸的木片仓。蒸汽由木片仓底部经蒸汽分配管均匀地送入木片仓内，自上而下的木片经汽蒸后从底部排出。为了防止木片搭桥，并保证排料均匀，底部有振动器。

在压力下汽蒸时，汽蒸室的进出口处都要加以密封。进口处可用柱塞螺旋喂料器或格仓喂料器密封，柱塞螺旋喂料通常以 1∶2 的压缩比率在汽蒸室的入口形成料塞。它以变速电机驱动，动力消耗大，对木片松密度的变化比较敏感。密度太大会造成堵塞，密度太小形成的料塞太松会造成反喷。

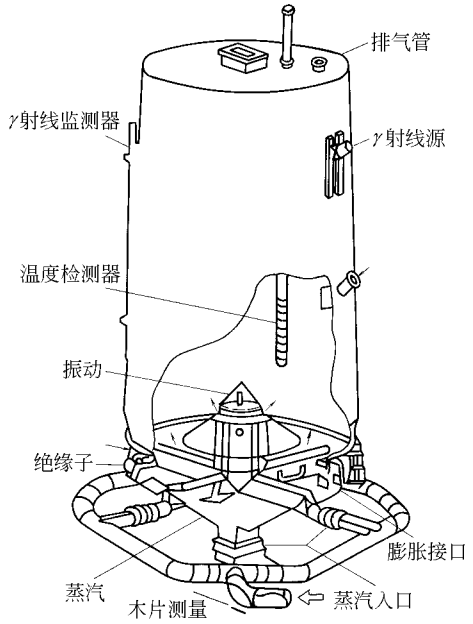


图 3-35　常压预汽蒸木片仓

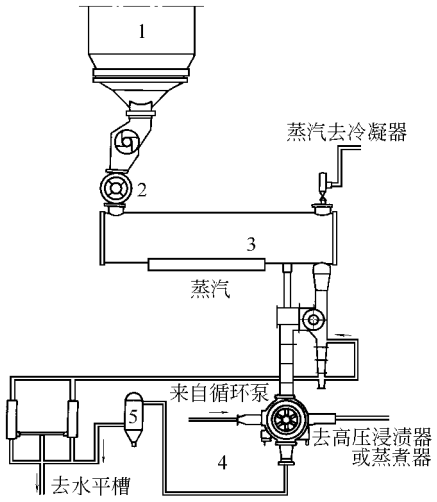


图 3-36　卧式汽蒸系统

1—木片仓　2—喂料器　3—汽蒸管
4—高压给料器　5—汽水分离器

图 3-36 所示为卧式汽蒸系统，它由木片仓、喂料器、汽蒸管等组成，从木片仓 1 将木片经格仓喂料器 2 喂入带有低速螺旋的汽蒸管 3 内，由于低速螺旋会造成排料的波动，因此，木片在进盘磨机之前要经过高速螺旋以均匀进料量。

（四）浸渍器

CTMP 和 CMP 制浆设备中都要配有用药液泡浸料片的装置，称为浸渍器。

浸渍器有卧管式、斜管式和立管式三个类型。

1. 卧管式浸渍器

卧管式浸渍器，它由两根水平安装的蒸煮管组成。最高蒸汽压力约 1MPa，蒸汽温度为 180℃。药液在 T 形管顶部加入。通过管内的输送螺旋使料片与药液均匀混合。

2. 立管压胀式浸渍器

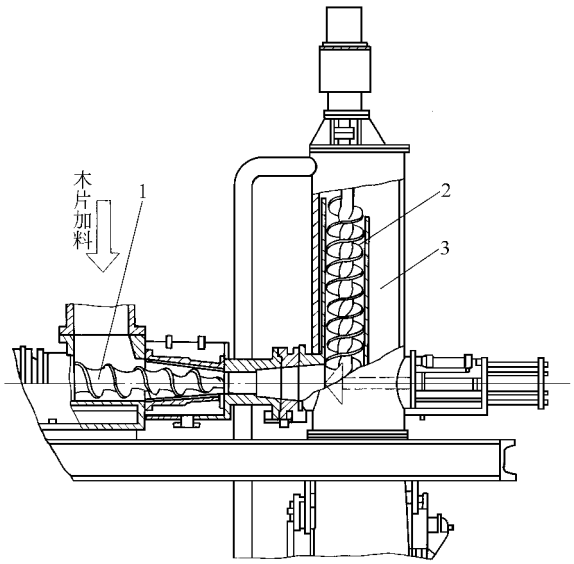


图 3-37　压胀式（PREX）预浸渍装置

1—螺旋进料器　2—浸渍提升螺旋　3—预热器（蒸煮器）

图 3-37 是一种立管压胀式浸渍装置。木片从加料口加入，经螺旋进料器挤压，木片中的空气被挤出后，木片变得密实。这样的木片在离开螺旋进料器进入木片浸渍提升螺旋时就无约束地自由膨胀。随着螺旋转动向上提升的过程中，木片均匀地吸收加进去的化学药液，然后从浸渍提升螺旋的顶部落入。预热器的蒸汽加热腔中。这些经过热和化学药物综合处理的木片进入盘磨机的磨区，就更容易把纤维分离出来，而对纤维的损伤可减到最低程度，提高了浆料质量和降低磨浆能耗。

另一种称为挤压式浸渍器，如图 3-38 所示。木片经螺旋喂料器挤压脱水，并挤出木片中能溶于水的成分后进入立式浸渍管，膨胀吸收化学药液，再由双螺旋提升机往上提，超出液面，滤出多余药液后排到另一螺旋输送器，进入下一工序。

3. 斜管浸渍器

图 3-39 为斜管浸渍器，它是一压力容器，内有螺旋输送器，保持一定液位。使木片在压力下在化学药液中浸渍一定时间。浸渍液面上部是脱水区，把木片中多余的药液排出。

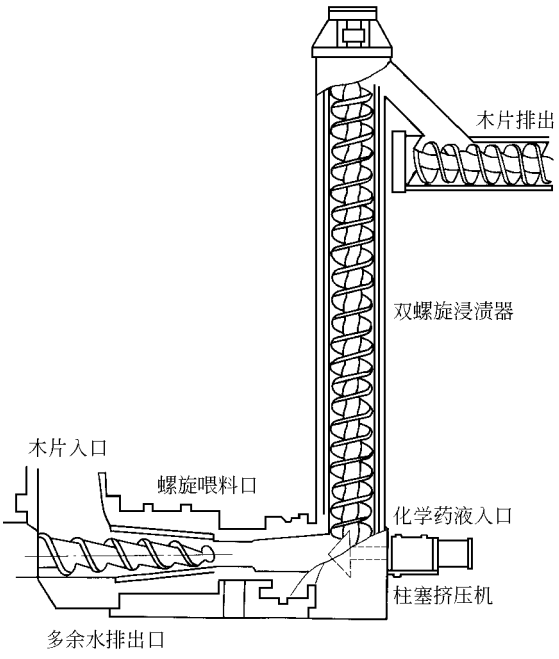


图 3-38　挤压式浸渍器

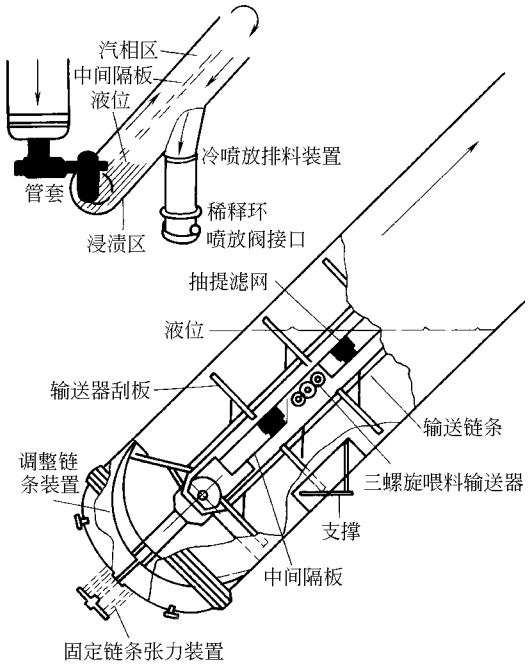


图 3-39　斜管浸渍器

五、盘磨机械浆的热回收设备

（一）概述

盘磨机械法制浆的电耗很高，而所用的电大部分都在磨浆过程中以热能的形式散发出来，并产生蒸汽，因此有效地回收并充分利用这些蒸汽，关系到它们能否得到进一步发展的重要环节而为人们所关注。在机械浆的生产中，主要能量消耗于磨浆过程。据研究，消耗于磨浆的能量 95% 以废热蒸汽的形式散发出来，因此，热能的回收具有十分重要的意义。

TMP 热回收流程：如图 3-40 至图 3-43 所示。图 3-40 所示的为罗斯（Ross）TMP 回收热系统，回收的蒸汽，用于直接与间接加热白水与清水处，还用于木片加热及空气加热，热空气用于纸机通风系统和锅炉给水等处。

图 3-41 所示的 Rossenblad 系统，是回收新鲜蒸汽用于纸机的系统。它使用降膜蒸发器蒸发纯水，再进一步压缩升压以制造抄纸用蒸汽。图 3-42 为另一回收新鲜蒸汽系统。用于纸机干燥的流程。该系统由于设置了 2 台蒸发器，进行低温低压蒸发，有较好的热回收效率。

一般 TMP 热回收流程，只能获得低压蒸汽，即使通过热交换器，也只能获得 260kPa 的低压蒸汽。要想应用于抄纸机上，应需要压缩机升压，可获得 410kPa 的蒸汽。Trmden

磨浆系统为两段压力磨浆，可直接获得高压蒸汽。这种热回收系统，1t 浆可得到 2.1t410kPa 新蒸汽，送到纸机干燥部，更有利于热能的回收利用，如图 3-43 所示。

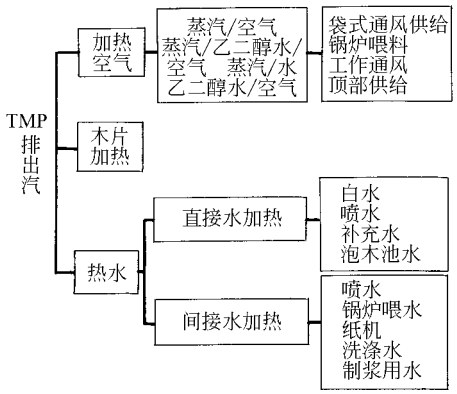


图 3-40 罗斯（ROSS）TMP 热回收系统

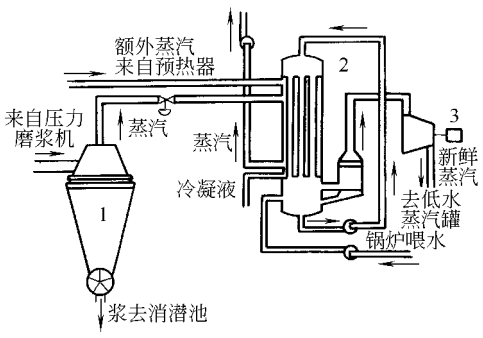


图 3-41 Rossenblad 热回收系统

1—压力旋风分离器 2—蒸汽发生器 3—压缩器

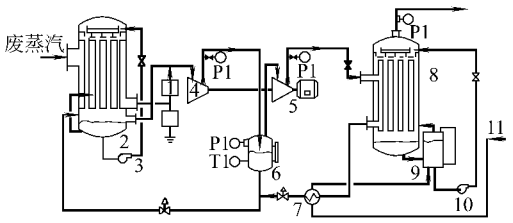


图 3-42 Cyclotherm 热回收系统

1—空气安全阀 2—蒸发器 3—冷凝循环泵 4—第一段压缩机 5—第二段压缩机 6—冷凝缓冲罐 7—冷凝液预热器 8—蒸汽产生器 9—冷凝液水平罐 10—冷凝液循环泵 11—冷凝液

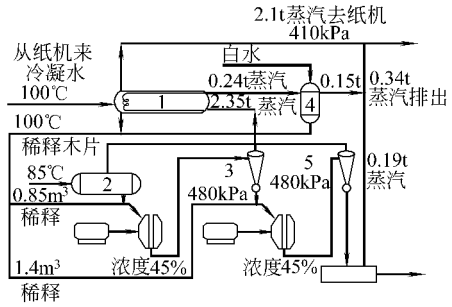


图 3-43 Tramden 热回收系统

1、4—热交换器 2—蒸汽释放器 3—第一段压力旋风分离器 5—第二段压力旋风分离器

（二）压力旋风器和再沸器

压力旋风器和再沸器是盘磨机械浆热回收系统中两个主要的设备。

1. 压力旋风分离器（也称压力浆汽分离器）

它是与普通旋风分离器不同的新型旋风分离器（图 3-44）。它的底部装有柱塞排料螺旋，一方面起排料作用，另一方面起密封、防止分离器内浆料喷出的作用。它的筒体下部有一根低速旋转的直立锥形螺旋，用以压紧浆料和防止筒体内壁挂浆或搭桥，使高压蒸汽顺畅的流出并减少高压蒸汽中夹带纤维。

2. 降膜式再沸器（图 3-45）

再沸器用来把夹带纤维的蒸汽净化并用其热量得到洁净的蒸汽，较普遍采用的是降膜式再沸器，这种再沸器有两套热交换器，一套为主，即降膜式交换器，用来把压力旋风器来的蒸汽加热，使在管外的水膜，流到器壳底部排除；另一套为供洁净水加热之用的列管式热交换器，由第一套热交换器中未凝结的蒸汽作为供热体来释放热量。因蒸汽进入器体时流速减

慢，携带的纤维就分离出来。供入再沸器的洁净水经初步加热后进入器体内被刚引入器体的蒸汽再次加热，并被循环泵压送到第一套热交换器上部，沿蒸汽管外壁成膜状流下。不凝气在该交换器下方自动排出并调节排放流量，以保持热交换器的高效率。在器体顶部有自动洗涤系统。苛性洗涤水自动喷入，不影响运行作业。对进入的洁净水的电导率有自动监测系统，并间歇地排出。

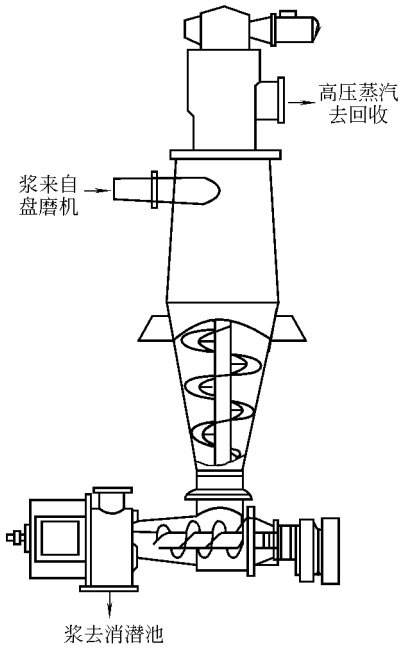


图 3-44　压力旋风分离器

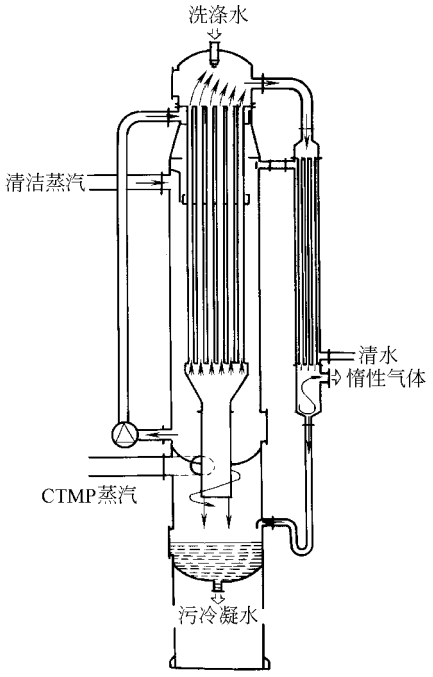


图 3-45　降膜式再沸器

六、盘磨机的发展

近年来，在盘磨机方面的发展，除了在自动化与控制系统方面的改造之外，主要表现在盘磨机的大型化、磨盘结构改造两个方面。大型盘磨机由于盘磨直径大、磨盘面积大，使平均磨浆线速度提高，而对大幅度提高生产能力和降低单位产量的电耗有实际效果，对于简化磨浆工段的设备及流程也有效果。

磨盘结构方面的改造主要表现为磨盘中磨区的配置的合理化、复合化。如瑞典桑斯公司的 RG(P)70CD 型盘磨机，其磨盘是圆盘面与圆锥面的复合形磨盘，可配置不同功能与齿型的磨区，而兼有大直径磨盘磨浆面积大和线速度又不太大的优点。三盘单动盘磨机的发展也应归入磨盘结构改造的范围，例如加拿大海马克公司 HXD-64 型盘磨机就是一种两个研磨副或两个磨区串联作业的高浓磨浆机，有节能、高效率的效果。

第四节　高得率浆的低能耗设备

一、节能的意义及途径

众所周知，制浆造纸工业是消耗能量相当大的工业，据有关资料报道，在瑞典，其造纸

用能源占该国工业能源总消耗的 42%（钢铁工业仅占 18%）。美国造纸工业消耗能源约占其制造工业总消耗的 10%，而其石油消耗约占整个制造工业消耗量的 26%。日本造纸工业的能源消耗居该国各种制造工业的第四位。据报道，每生产一吨纸，平均能量总耗折合原油约 6 桶。因此，在许多工业国家造纸工业被列为一个大耗电工业部门，并注意到了造纸工业中的能源成本问题。许多国家在不断寻求理想的制浆造纸过程中，力求最大限度地提高能源利用效率，从能源消费者的地位转化为能量供应者。不少国家的工厂使生产过程逐步现代化，关停一些不经济的车间和设备，制造使用一些能源回收装置，有选择地使用一些能源，如燃烧制浆废液，锯木厂下脚料，其他木材废料等。1986 年，美国造纸工业自产能源和利用废料能源也已占该工业能源总消耗量的 56.7%，这就大大地降低了单位产品的石油消耗。

节能指在生产过程中减少燃油、蒸汽和电力的消耗。制浆造纸工业在不久的将来必须以省资源、省能源和无公害为目标去开发新的制浆造纸技术。开发节能新技术是世界各国工业发展的趋势之一，也是当前我国的重要经济政策之一。

节能工作是一项管理工作，也是一项技术工作，如果只有产量的观点，没有节能的观点，从长远来看，无疑不利于生产的发展。

尽管高得率纸浆，特别是机械浆比化学浆的能耗多些，由于它的得率高，药品、蒸汽单耗低，生产成本仍然比化学浆低，近年来发展迅速的 TMP、CTMP，在生产中要消耗更多的动力，对它们的节能问题，仍然不可忽视。省资源，省能源，无污染是当前造纸工业面临所要解决的三大课题。研究表明，得率降低 10%，能耗可减少 2/3，为节约资源，发展高得率制浆，无疑能耗也会增大，这就需要进一步开发节约原料和节约能源两者并存的制浆技术。

当前，节能的途径不外是，开发和发展节能的高得率制浆技术，新设备，新方法；采取积极的办法在生产中直接降低本身的电耗，生产中的能源进行回收和利用等。

二、挤压机械浆设备

所有机械制浆方法的基本原理都是采用压缩和减压以达到分离纤维的目的。在磨石上当纤维通过每一磨粒时，纤维就受到一次压缩。而在盘磨机中，纤维的压缩是当磨盘上的磨齿彼此相交时完成的。当纤维离开磨石上的磨粒或磨盘上的磨齿之后发生减压，反复地压缩和减压过程使纤维壁疲劳，从而完成分离纤维的过程。当纤维在盘磨机内时，会产生无数次低强度的压缩和减压，显然，压缩必须在低强度下进行，否则，将使浆中的短纤维增多。在减压期间，释放出能量并转化成热，计算表明，盘磨机械制浆时输入的几乎所有的能量最终都转化成热。

机械制浆中的压缩及剪切应力包括微小的粘弹性变形及大的塑性变形。在发生纤维壁破裂之前，这种变形过程要消耗大量的能量。

高得率制浆的主要目标是要在大大降低电耗的条件下制造出的浆的所有物理特性和 TMP 相当，这个目标必须在不会对光散射系数、不透明度等光学性能造成不利于印刷质量的影响下实现。

要大大降低 TMP 电能消耗，必须改变磨浆的基本原理，即改变磨浆时对纤维产生的压缩/减压循环过程，应用新的基本工艺来代替。Bill Fraiser 在 1982 年指出，木材轴向受压时产生的皱曲作用能使纤维分离，即利用木材轴向受压磨浆时，在电能消耗低的基础上生产出纤维长而结合力好的浆。据此，法国 Grenoble 的制浆造纸研究所和一家公司依据这个概念，

进行了挤压机械制浆的研究工作。研究工作实际上放弃了机械制浆而采用化学—机械制浆。

称为 EMP(Extruder Mechanical Pulping) 的这种挤压机机械制浆是在称为 Bi-Vis 的挤压机上进行一段处理然后在通常的盘磨机进行两段磨浆。这种由 Grensot Loire 公司发展的，称为 Bi-Vis 的挤压机，是由两根以同一方向转动的卧式螺旋。螺旋的叶片相互啮合，两个轴通过减速箱以同等速度同时转动，螺旋置于两端开口的外壳内，一端用作进料，而另一端用作排出生产的浆。沿螺旋长度逐渐改变螺距，螺距开始较宽以便浆料向前移动，以后螺距变窄，这样形成的“渐缩区”以产生压缩作用。下一段是“揉碎区”，螺旋是反转的，浆料以反方向运动，在这里积累了大量浆料，因而产生很高的压缩力和剪切力。由于浆料停留较长时间，而得以混合均匀。在“揉碎区”螺旋的表面开有许多由轴心向外延伸的槽。这些槽的大小及间距可控制浆料在挤压机内的运动和纸浆质量。反转螺旋上的槽可以使磨解变细的浆料向前移动，较粗的浆料仍留在里面继续精磨，直到磨细为止。高浓、已细纤维化的浆料通过槽缝排出，开槽的大小及数量对浆的松厚度和浆料吸收能量有很大影响。图 3-46 是 Bi-Vis 挤压机的双螺旋，图 3-47 是该机的布置排列。

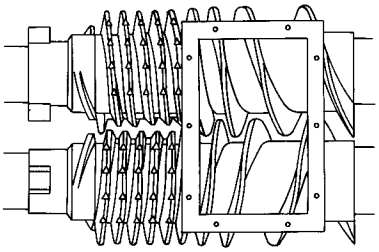


图 3-46　Bi-Vis 挤压机的双螺旋

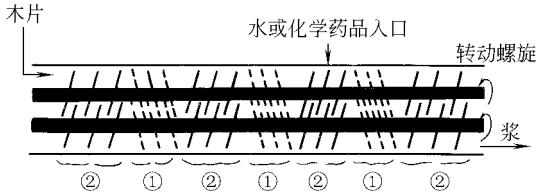


图 3-47　Bi-Vis 挤压机的布置排列
①纤维离解部分　②输送部分

用这种 Bi-Vis 挤压机获得的机浆，从外观上看，与 TMP 系统第一段压力盘磨机上磨出的机浆相似。但纤维分离较好，纤维束含量比 TMP 少 30％左右。挤压机是利用压缩力和剪切力使木材纤维化并纵向（轴向）分裂细胞壁而无碎片产生，这些力可产生足够热量以塑化木素，也为顺利分离纤维创造良好条件。由于温度大大低于木素玻璃转移点，因此，纤维是在 S_1-S_2 层而不是在胞间层分离。特别应当指出的是，在挤压机样机的试验表明，这种挤压法能节约磨浆能耗 30％，而并不影响浆的质量。也许这正是技术上的突破。表 3-11 是 EMP 法的试验结果。

表 3-11　　EMP 法的试验结果

厂　名	游离度/mL	比能耗/（kW·h/Mt 风干浆）	耐破指数	裂断长/km
EMP 工厂	250	1108	0.81	1991
TMP 工厂	292	1700	0.89	1999
EMP 中试工厂	250	1306	0.78	1800

三、节能型盘磨机的制造和使用

所谓节能型盘磨机是指在盘磨机的制造结构和装配上能降低非生产性能耗和大幅度回收磨浆时产生的热量。RGP60 和 RGP70CD 就是能改善热回收的两种新型盘磨机。

（一）盘磨机的合理结构和合理尺寸

近年来工业上比较受欢迎，使用较广泛的三盘磨是一种能耗低，效率高，转动盘能在两

侧定盘间浮动的盘磨机（twin disc refiner）。在能源费用日益增长的今天，不少工厂均将旧有的供制备浆料用的锥形磨浆机和单盘磨改换成三盘磨。为了发挥投资效益和提高生产能力，盘磨机的选择均向大型化方向发展，采用大直径的盘磨机厂家愈来愈多，盘磨机的效率明显地得到提高（见表 3-12），由锥形磨的 50％～60％，单盘磨的 60％～70％，到三盘磨的 75％～90％。根据计算，国外一家生产高级纸的小厂使用两台三盘磨代替 5 台锥形磨后，一年能节约能源 367kW 或 13.125 万美元（见表 3-13）。在同样的盘径下，由于单盘磨只能承受三盘磨的一半负荷，当使用三盘磨时，电动机和转动部件的摩擦和电的损失至少可降低一半，投资和安装费用也会降低一半。美国南方一家大的挂面纸板厂使用五台三盘磨代替 15 台单盘磨，由于降低了空载损失的动力，共减少 588kW 的动力损失（见表 3-14）。另外少用的 1162kW 的动力可用来增加生产。

表 3-12　　盘磨机的效率

三盘磨直径/mm	盘磨机转速/(r/min)	输入总动力/kW	空载损失/kW	效率/%
500（20″）	900	184	64	65
660（26″）	720	330	92	72
864（34″）	600	643	147	77
1066（42″）	514	1176	220	81
（1320）52″	450	2206	368	84
单盘磨直径/mm				
813（32″）	900	478	191	60
914（36″）	720	698	217	69
1066（42″）	720	1176	324	73
锥形磨				
Ⅰ	—	147	73.5	50
Ⅱ	—	220	99	55
Ⅲ	—	349	147	57

表 3-13　　三盘磨和锥形磨的比较

项　　目	总连接动力/kW	总空载损失/kW	总净动力/kW
现有：5 台锥形磨　220kW，720r/min	1102	551	551
更换：2 台 34in（864mm）三盘磨 367kW，600r/min	735	184	551
相差	367	367	—

表 3-14　　单盘磨和三盘磨的比较

项　　目	功率	转速	总连接动力/kW	总空载损失/kW	总净动力/kW
原有系统：底层纸页					
5 台 48in（1200mm）	单盘磨 440kW	450r/min	2206	1286	920
1 台 42in（1066mm）	单盘磨 367kW	450r/min	368	184	184
3 台 42in（1066mm）	单盘磨 257kW	450r/min	772	386	386
	总底层纸页		3346	1856	1490
顶层纸页					
4 台 42in（1066mm）	单盘磨 367kW	450r/min	1470	735	735
1 台 42in（1066mm）	单盘磨 257kW	450r/min	294	184	110
1 台 42in（1066mm）	单盘磨 257kW	450r/min	257	128.5	128.5
	总顶层纸页		2021	1047.5	973.5
	总顶层加底层纸页		5367	2903.5	2463.5

续表

项　　目	功率	转速	总连接动力/kW	总空载损失/kW	总净动力/kW
新系统：底层纸页					
3台 42in（1066mm）	三盘磨 1103kW	514r/min	3309	794	2515
顶层纸页					
2台 42in（1066mm）	三盘磨 735kW	450r/min	1470	360	1110
			4779	1154	3625
节约能耗			588	1749.5	1161.5

当选择大直径盘磨机时，一定要注意在满负荷下运转，否则抵消不了空载损失，盘磨机效率反而下降，能耗反而增多如果使用一台直径稍大的代替2台直径稍小的三盘磨，也同样像使用一台三盘磨代替2台单盘磨那样，可以节约能源。如表3-15所示，使用500mm（20in）直径的三盘磨效率为72%，660mm（26in）的效率是76%，864mm（34in）的效率是80%。当用660mm代替500mm盘磨时全年可节约电耗13500kW。用864mm代替500mm时，全年节约能源27375kW。用一台864mm三盘磨代替4台500mm三盘磨时还可节约基建投资6万美元。

表3-15　　三种不同直径的三盘磨效率比较

产量/(t/d)	盘磨机直径/mm	盘磨机台数	标准电动机转数/(r/min)	总负荷/kW	空载损失/kW	净输入/kW	动力流量能力/%	效率/%
300	500(20in)	4	900/184	735	206	529	100	72
300	660(26in)	2	720/350	698	169	529	100	76
300	864(34in)	1	600/600	660	131	529	100	80

瑞典Sunds Defibrator公司开发的两种能改善热回收，节约能耗的新型盘磨机，一为带平面盘齿的RGP60型，另一为带锥形面齿盘的RGP70CD型，在结构上是将盘磨机机座、机壳和定盘做成一个整体，使机械结构特别稳定，以保证在整个磨浆区域有固定不变的磨浆间隙，能连续获得均匀的高质量浆，其余在结构上的主要特点还有：①需要维修的零部件最少，以保证最多的工作时间；②轴上转盘伸出部分很短，增加了机器的稳定性；③轴、轴承和水压装置，可作为一个整体更换下来，工作寿命长，更换容易；④专利的填料函设计维修简便，使用寿命长。这些特点无疑有助于节约非生产性能耗。

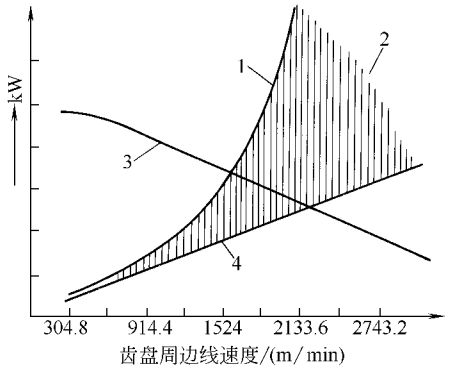


图3-48　齿盘圆周速度对动力消耗影响
1—总千瓦　2—千瓦损失
3—效率　4—净磨浆千瓦

（二）齿盘设计的改进

当讨论齿盘的设计时，首先要观察在磨盘内流体的流动特性。当增加齿盘圆周速度时，泵送损失或空载动力消耗要增大。如图3-48所示。在不同齿盘转速下三盘磨的空载动力损失见图3-49。齿沟面积控制着穿过齿盘流体的流动特性。齿磨损后会降低通过磨盘的流量。为解决流体流动所消耗的能量问题，设计齿盘时可使用沟浅的齿盘，当然这会缩短使用寿命，或者降低齿盘圆周速度，这可采用低转数马达或装设减速装置，但这又增加投资费用和加大维护工作量，一种好的办法是将齿盘

设计成小的圆周速度，如图 3-50 所示。这种齿盘已成功地应用在生产挂面纸板的工厂，空

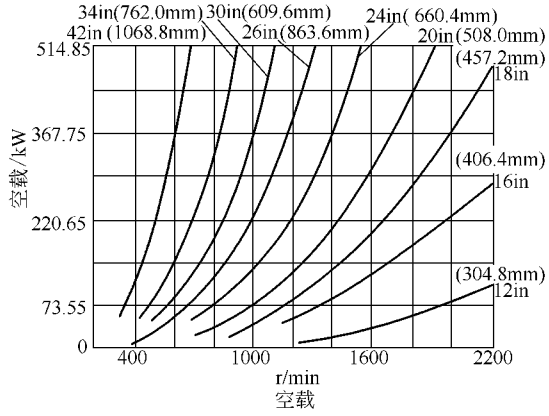


图 3-49　三盘磨转速对空载动力损失的影响

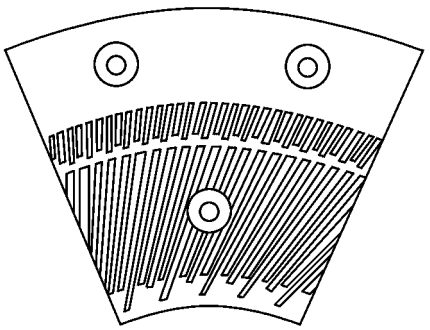


图 3-50　降低圆周速度的齿盘

载负荷减低很多，净能耗增多利用，耐破强度提高 10％～15％。为改善能量效率。可选用低速马达，使用直径稍大的齿盘，能保证磨浆质量。必须指出，英寸接触长正比于齿盘线速，而磨浆强度（Ws/m）却反比于齿盘线速，当线速降低，纤维承受较高强度的磨解，降低每一根纤维均匀处理的机会。而低的英寸接触长会获得质量不太理想的浆料，装设直径稍大的齿盘，能在低转速下保持相同或相近的磨浆质量。如表 3-16 所示。这样可避免由于速度降低而带来纤维质量的下降，可设计成细齿齿盘，这样就可利用更多的比刀缘，降低磨浆强度，提高纤维质量，但细齿纹缺少结构强度，碰上带入的外界物质容易断裂。浅齿沟能改进结构强度，却又影响浆通过量和齿盘寿命。沟深的齿盘可以克服这个缺点，但由于要通过更多的浆料，也增加空载负荷的能耗，因此齿盘设计要采取折衷办法，兼顾到节约能耗和保证产品产量与质量问题。齿盘材料的选用，也是影响能耗的重要因素。值得一提的是，用工程塑料制作齿盘已进入试验研究阶段，国外的初步研究表明，选用适合弹性模数的工程塑料制造的齿盘，除可减少磨浆时纤维的过度切断，增进纤维的细纤维化之外，在运转中还具有噪声小，能耗低，效率高等特点。

表 3-16　　标准齿盘和直径稍大齿盘的比较

标准盘径/mm（in）	稍大盘径/mm（in）	标准盘磨浆面积/m^2	稍大盘磨浆面积/m^2	增加/%
1320（52）	1372（54）	1.06	1.17	10.31
1066（42）	1118（44）	0.71	0.80	12.70
864（34）	914（36）	0.50	5.57	14.13
660（26）	711（28）	0.29	0.34	17.24
500（20）	559（22）	0.16	0.20	25.00

（三）具备能充分进行热回收的磨浆过程控制系统

目前，瑞典 Defibrator 生产的 RGP 型各种盘磨机均装有连续测定盘磨间隙的 TDC 传感器。它是作为磨浆过程电子计算机控制的中心部分，精度能达到 1mm 的 0.01，并能在开车后很快进入正常操作状态，动力一经输入，产量、稀释水和蒸汽压力等参数就可恒定不变。

国外一家工厂选用 RGP60 型盘磨机生产供新闻纸用的 TMP，工厂的这个 TMP 生产系统组合了木片常压预热，单段（或二段）压力磨浆，压力旋风分离器分离浆汽，这样的系统能够回收高压蒸汽，同时能连续获得高质量浆。无疑，也降低了单位产品的能耗。

参 考 文 献

1 谢来苏，詹怀宇主编．制浆原理与工程．北京：中国轻工业出版社．2001

2 李元禄编．高得率制浆的基础与应用．北京：中国轻工业出版社，1991

3 （加拿大）G．A．斯穆克著．制浆造纸工程大全．北京：中国轻工业出版社，2001

4 Johan Gullichsen．Papermaking Science and Technology（Book 5）．Finnish Paper Engineers＇Association and TAPPI，1999

5 陈嘉翔主编．制浆原理与工程．北京：中国轻工业出版社，1992

6 《制浆造纸手册》编写组．制浆造纸手册（6）．北京：中国轻工业出版社，1993

7 中国轻工总会编．轻工业技术装备手册．第1卷．北京：机械工业出版社，1995

8 华南理工大学，天津轻工业学院主编．制浆造纸机械与设备．北京：轻工业出版社，1981

第四章　废纸制浆及废纸脱墨设备

第一节　废纸制浆基本流程及设备特点

在注重环境、生态、能源合理配置和造纸业可持续发展战略的潮流中，全世界的制浆造纸业已全面进入一个全方位大规模使用二次纤维的新时代。大量使用作为社会废料的各种回收的旧纸箱（OCC）、旧报纸（ONP）、旧杂志（OMG）、混合办公室废纸（MOW）、印刷品和工业纸板的边角料，乃至液体饮料纸盒等作为造纸原料，已经有了十分成熟的生产工艺。通过适当的原料搭配，使用先进的制浆工艺、抄纸化学品和现代的纸机，近十年来已经能用100％废纸浆生产质量上乘的瓦楞纸、工业卡纸、面巾纸、卫生纸、新闻纸、复印纸等等，其中瓦楞纸、箱板纸和新闻纸是成功应用二次纤维的最大宗纸品生产。相应的废纸处理专用设备亦种类齐全，日趋完善。

使用二次纤维在技术上有很重要的意义。当今世界上为数众多规模宏大的废纸制浆生产都表明，使用二次纤维可以节约大量木材。在欧洲就有人将废纸原料市场称为“新的造纸森林”。在我国，今后相当一段时间还会大量使用从美国和欧洲进口的各类废纸作为二次纤维的生产原料。因为从纤维的角度来说，这些地区的纸和纸板生产所使用的树种大多是很好的针叶木，进口这些地区的废纸实际上是进口了优质的木材原料。而上次制浆造纸过程中耗用的电能、化学品以最终成品的形式蕴藏在成纸中，在本次废纸制浆过程中就免除了部分能量的重复消耗。因此，与其他种类的纸浆生产相比，废纸纸浆生产具有成本低，节电节水，排污负荷低的特点。

一、非脱墨废纸制浆

图4-1是广东省东莞市理文纸厂500t/d瓦楞纸废纸制浆生产线。该生产线全套工艺设备是美国TBC公司的产品。比照脱墨浆生产流程可以看到，碎浆和筛选净化是非脱墨废纸制浆的基本构型。绝大部分用作芯浆的工业纸板废纸制浆生产线不需要脱墨，但是由于OCC常夹带大量的塑料废料和胶粘物，筛选净化工艺就需要特别加强，并使用热分散设备

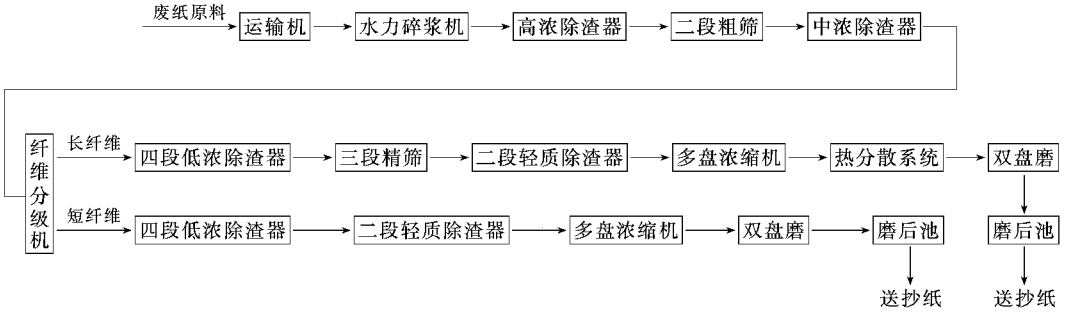


图4-1　广东省理文纸厂500t/d废纸制浆流程

进一步处理胶粘物；而 OCC 类废纸浆生产线一般不需要漂白过程。

从该流程可见普通废纸制浆的过程是：废纸经过解包、抽除铁丝后，由板式运输机运送到水力碎浆机进行碎解。连续碎解的方式是连续加水和投入废纸原料。碎浆机内的工作浓度维持在 4%～4.5%。已经碎解成浆的浆料穿过筛板送往粗浆池，然后用泵送到高浓除渣器和粗筛。比较完善的粗筛是三段布置，筛孔孔径为 1.6～2.0mm。浆料经过纤维分级后，长纤维送去低浓磨浆以便进一步提高浆的强度。短纤维可以经过也可以不经过磨浆工序。纤维分级是大型 OCC 废纸浆生产的一个典型工序，经分级出来的长纤维组成一般达 40%～50%。接续的浓缩设备多盘浓缩机一方面把筛选段低浓（1%～1.5%）的浆料浓缩，另一方面又起到洗涤浆料的作用。该生产线使用压榨螺旋把长纤维进一步浓缩到 30%～35%的高浓，然后送到热分散机去处理塑料薄膜和粘胶物。

二次纤维在重新制浆过程中，一些已经多次使用的纤维会因为细胞壁硬化，纤维的一再切断，甚至被粉碎而在筛选净化的过程中被淘汰（筛出）。没有被筛出的大部分二次纤维也会在使用的过程中老化而大幅度降低使用性能。如果总是单一使用同类废纸生产纸浆抄纸的话，其质量一定会明显低于第一次用原生纤维抄造的纸。因此，废纸制浆的配料总是有意投入 20%～30%高一档的废纸。例如生产瓦楞芯纸的原料，除了纸箱的芯层是基本的原料，贴在面层的硫酸盐木浆挂面便成了很好的补充原料。而生产新闻纸用脱墨浆的典型配比是使用 70%旧报纸作为基础原料，30%强度和白度都好得多的杂志纸作为长纤维补充原料。

二、废纸脱墨制浆

图 4-2 表示芬兰 UPM 公司 Kaipola 纸厂的日产 330t 新闻纸用脱墨浆生产流程。该生产线于 1989 年建成，使用 30%OMG 和 70%ONP 生产脱墨浆。这种再生纤维可以以 90%以上的配比在 1500m/min 的新型夹网纸机上生产优质 45g/m^2 胶印新闻纸。流程中的主要工艺设备堪称当时世界一流的脱墨浆专业设备。

从图中可以看到，现代新闻纸脱墨浆的典型生产流程为：废纸原料与大量的回用水和必要的化学品例如烧碱、过氧化氢混合，在 13%～15%浓度状态下通过机械的强烈搅动，废纸被碎解成为分散的纤维与水的混合物。经过逐步稀释和多种形式搭配的筛选、净化，去除了大部分轻重杂质以后，把浆料送到专用的脱墨设备——浮选槽。通过空气与表面活性剂的联合作用，油墨被规格为 0.1～1mm 的气泡捕集并浮到液面，绝大部分的印刷油墨得以从浆料分离出来。而后经过浓缩机把浆料浓度提高到 30%～35%，用蒸汽加热至 80～85℃的高温，接着在热分散机把残存的油墨颗粒分散成更少的、肉眼不再可分辨的细小粒子。然后，重新稀释浆料到合适的低浓度例如 1.0%～1.1%，再进行一次后浮选。最后，浆料需再一次浓缩。必要时可在热分散前后或浮选后安排一次氧化型或者还原型漂白。

原料构成的不同，生产纸种的不同，则脱墨流程，设备的搭配会有所不同。但是，各类筛选净化设备和浮选脱墨设备都是流程中的最基本部分。为强化对轻质杂质和粘胶物质的分离，有些新闻纸脱墨浆生产线在浮选段前面增设预筛选，使用缝宽为 0.2mm 的缝筛。有些流程使用较难脱墨的 MOW 为原料，而又要求成浆质量特别高，就会安排两次热分散，三次浮选脱墨。此时第三次脱墨完全是为了除去墨类粒子，而不再获得白度的增益。

有些工厂亦有用洗涤法脱墨代替浮选法脱墨。流程中洗涤浓缩设备会更多，而不再有浮选槽。这种流程水耗会比浮选法脱墨的大得多，而且浆料的得率会低一些。

脱墨浆生产线都包括一个或两个水处理回路，将纸机送来的白水和本系统污泥浓缩的滤

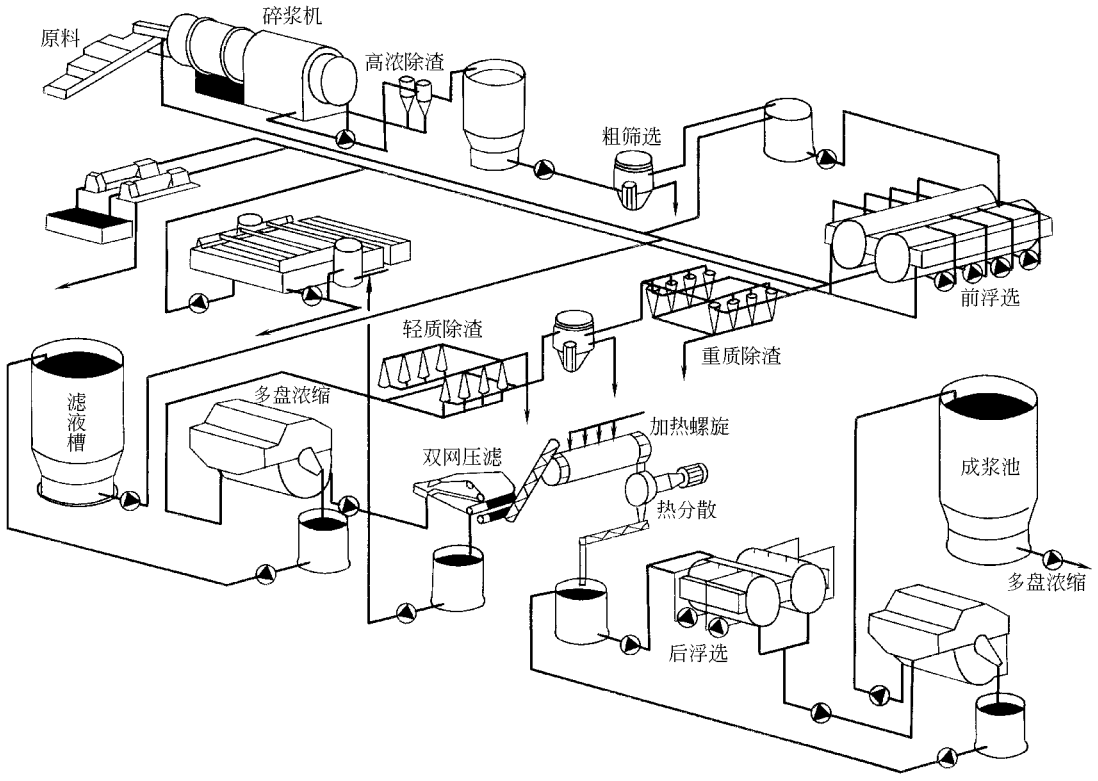


图 4-2　芬兰 Kaipola 纸厂日产 330t 新闻纸脱墨浆生产流程

液分别处理后，用于生产线的稀释点。

大部分废纸脱墨浆生产线的得率为 78%～85%。15%～20%的物料是以粗渣、油墨污泥，水处理浮渣等形式排出系统。对成浆灰分要求很低的脱墨浆例如卫生纸，面巾纸的脱墨浆，由于使用洗涤能力很强的浓缩设备，大量灰分和小纤维被洗出，得率会低至 70%以下。

三、废纸制浆设备的特点

（一）规格越来越大

随着社会生产工业化的进程，规模经济已日益被证实是获取最大利润的有效手段。与单台造纸机生产规模不断增大相适应，单线、单台废纸制浆设备的生产能力也在迅速增长。优质材料的应用，大型机床的先导，使大型废纸制浆设备已易于生产。例如，大型转鼓碎浆机直径可大至 ϕ4000mm，处理废纸量可达 1500t/d。大型多盘浓缩机，转盘直径达 5200mm，日处理浆量可达 1000t/d。除了少量设备例如除渣器还是通过单体数量的累加构成生产能力之外，流程上的单台专业设备都已能够达到日产 800～1000t 浆料的水平。因为规格增大，会相应不同程度的节省一次投资和生产运行成本。

（二）耐磨

二次纤维的制浆过程是将纸和纸板作为远程原料。这些远程原料在发挥社会消耗功能例如用作各种商品的包装材料、办公室文印材料、阅读的报纸、杂志等以后，经过机械的、化学的和物理化学过程处理，恢复其再次抄纸所需具备的纤维性质和洁净度。作为从社会上收集起来的各种废纸原料，均含有各种与废纸混杂在一起的废料，例如粘胶带、印刷油墨、钉

和书钉、砂石、铁件、玻璃、橡胶、塑料制品等，相当一部分废纸制浆设备要在不同规格层次上把这些废料尽可能彻底地从有用的纤维中分离出去。这些设备既要有效地除去杂物，又要经得起这些废料的磨蚀作用。特别是在流程的前部，所有设备接触浆料的部件都会使用或镶衬耐磨材料。

此外，在废纸制浆生产线后部流程的压榨螺旋、热分散机、污泥螺旋等，由于浆料的浓度很高，在强烈的连续的摩擦和能量转移的过程中，亦要求接触的部件表面例如压榨螺旋的螺旋外壳、热分散机的磨盘或啮合齿要有很强的耐磨能力。

（三）加工精度高

随着机加工的设备和工艺日益发展，废纸制浆设备的加工精度已越来越高。高精度的成品首先带来设备性能的大幅度改善。例如，废纸浆的疏解机、热分散机、磨浆机，由于进刀机构的精细设计和加工效果，刀盘之间的间隙可以得到非常准确的调整控制。又如精筛筛框的缝，现在已经可以造到 0.01mm 级的精确度。0.10～0.15mm 缝宽的选择可以更准确地满足不同物料对筛选品质的要求。精度高的第二个好处是部件工作寿命更长。不少转动部件与固定部件之间是需要安排动态密封的。精确的机加工可令密封面靠得更近，间隙夹杂其他杂物的机会更少。这样密封面的磨蚀就可以大为减少。又如装机容量 1000kW 以上的热分散机，由于轴承位置的直径精度很高，在安装重级轴承例如 22236 型时，要用专用的压力机均匀地压入。这样，在甚高轴功率和很粗重的工作负荷下，轴承的紧固得到可靠保证。既提供了整台设备运行的可靠性，又获得了轴承部位更长的工作寿命。

（四）多功能和简化工艺

在一台设备上同时完成两种以上工艺功能，可以显著节约设备投资和运行成本。在一些除渣器上，新的设计在筛分和除去重质杂质的同时，可以排除浆料中的气泡和塑料、粘胶等轻质杂质。有些双网压滤机把其中的下网延长，变成附加的多段逆流置换洗涤，这样一台设备就可以同时具备洗涤和浓缩的功能。筛子的研究和演变是废纸制浆设备中工作做得最多的一类设备。筛子的顶盖可以聚集和排除浆料中的空气和轻质杂质。新发展的复合筛在同一台设备中安排一段筛板和一段筛框，把粗筛和精筛结合在同一台设备上，另一种发展是在同一台精筛上安排两段甚至三段筛框，这样也就等于把两段或三段筛子装在同一台设备中。这样在设备投资、现场安装和动力消耗方面有很大的节约。

（五）材质的考究

设备材质的选用，大体上视部件结构、设备的功能以及其接触物料的性质而决定。以立式水力碎浆机为例，用于普通 OCC 废纸的碎浆机槽体和支腿都会使用强化的碳钢如 35 号钢。高速旋转的飞刀要承担把动力转移给中浓浆料的任务，经受的扭矩和力矩都很大，则要选用更高品位的钢材。飞刀的前缘、顶面和底面由于要长期连续与废纸中各类硬质杂物，特别经常会与遇到的碎玻璃、铁块接触，则一定会使用耐磨的衬（或镀）NiCr 钢乃至碳化硅材料。当立式碎浆机用于脱墨浆生产线时，一方面要保持浆料的质量，减少铁离子溶进制浆系统，另一方面要耐受脱墨用化学品例如 NaOH，H_2O_2，EDTA 等的腐蚀，槽体就选用 316 或 316L 不锈钢（起码是 321 不锈钢）。

又如重杂质除渣器。重杂质除渣器的功能是通过浆料在锥体内高速旋转所形成的离心力将相对密度大于 1 的各种颗粒杂质从浆料中分离出去。长年累月的磨损对除渣器的内壁有很高的耐磨要求。而除渣器工作所需要的出、入口压力差和进浆压力（一般为 0.2～0.4MPa）又要求其壳体能承受相应的压力。因此，在靠近流程前段，重杂质含量很高、颗粒的磨损性

能很强的情况下，会使用铸铁或不锈钢的外壳，耐磨树脂或 NiCr 钢衬里。尤其在下锥体，重杂质相对含量已经高达 50％以上，通常会使用极佳抗磨蚀性的陶瓷衬里。而在流程靠后段的重杂质除渣器，则可以使用优质工程塑料。这样一方面可以满足耐磨的需要，同时可以大幅度减少材料成本和部件的质量。

第二节　运　输　机

一、板式运输机

链板式运输机是废纸原料提升、运输的基本设备之一。钢制的链板有承载力强、爬升角度大、运行稳定、噪声低的优点。

在废纸制浆生产线中，废纸需要在碎浆机碎解成粗浆。无论立式、卧式或者转鼓碎浆机，由于设备本身尺寸的关系，其落料口对地高差一般为 4～6.5m，大型生产线的高差可达 7～8m。运输机就成了把废纸原料从仓库地面提升、运输到落料口的基本装置。大型废纸制浆生产线的运输机还兼有连续计量的功能。

废纸原料在仓库地面或预处理间经过剪除铁丝，松捆后，用大型推纸（夹纸）车往连续运行中的运输机上载纸。经松散处理后的废纸容重在 300～600kg／m^3 不等。表示运输机生产能力的指标主要是链板的工作宽度，纸堆的厚度和链板速度。日产 500t 脱墨浆的 B1800mm 运输机，当纸层平均厚度为 60cm 时，链板速度仅 1.5m／min。

板式运输机生产能力计算公式为：

$$Q = B \cdot h \cdot c \cdot v \tag{4-1}$$

式中　Q ——运载能力，kg／min

B ——链板工作宽度，m

h ——纸堆平均厚度，m

c ——废纸容量，kg／m^3

v ——链板速度，m／min

（一）链板

图 4-3 是常用板式运输机的链板。链板是承载废纸的部件。弯曲的截面设计有四种功能：①令链板随传动链在链轮上回转的时候能顺利通过；②半圆的曲面有助于链板组成完整的承载面，避免小纸片和细碎杂物漏到运输机底部；③凸出的曲面令组合起来的运载面大大增加了对纸捆和松散纸层的摩擦力。这样既改善了对物料的拖动，又令爬升角度可以选取更大的数值。这一类板式运输机的最大爬升角可达 30°。④凸出的曲面令链板具有更强的刚度。

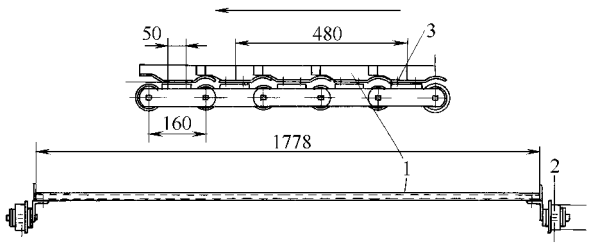


图 4-3　链板的结构

1—链板　2—滚轮　3—链节

链板可以用镀锌钢板或普通钢板制造，用螺栓分别固定在相应的链节上。链板厚度为 5～8mm。

（二）链条

链条结构与常规斗式提升机的链条相同，根据传递功率的计算确定链节和

销轴的材质和断面尺寸。视运输机的宽度，板式运输机可以布置 2～4 条链条。一个链节上装 1～2 副内有轴承的滑轮。为了适应长年累月的摩擦，在滑轮和导轨上通常配有连续润滑系统。这种系统可以维持连续和少量的稀油滴注，既能减少运动部件的磨损，保持更长的使用寿命，又能有效地降低传动的功率消耗。

（三）支架、支承和侧板

支架指头架和尾架，与普通皮带运输机的结构相同。但是绝大多数板式运输机都要将废纸送到 7～8m 的高度，故头架也有相应的高度。为了保持设备运行的稳定性，头架的底座往往比主体机架宽一些，并且安排若干斜撑或十字斜撑，如图 4-4 所示。

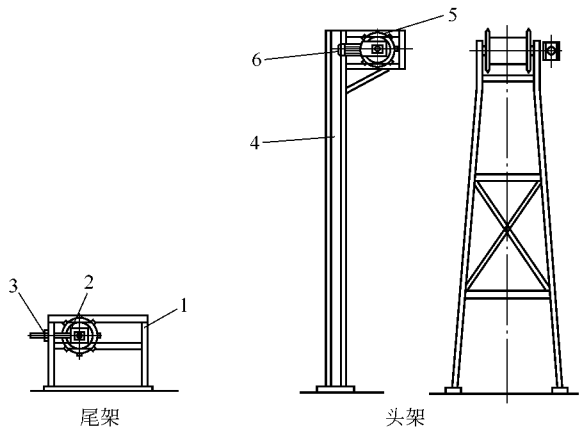


图 4-4　头架与尾架

1—尾架　2—链轮　3—张紧机构　4—头架

5—链轮（主动轮）　6—传动马达及减速箱

支承指支承链条的导轨。导轨用合适尺寸的型钢制造，同时起链条滑轮的支承和导向作用。工作宽度大于 1m 的板式运输机还在链条导轨之间装上衬有低摩擦系数合成塑料条的纵向钢制支承，以便强化链板的承载刚性。

侧板也是板式运输机的重要部件。由于废纸虚容重低和安息角小的特点，链板承载面的两侧设置 1～1.8m 高的侧板，可以有效地提高纸层的平均高度，充分发挥链板单位宽度的废纸输送量。侧板的内侧应平滑，外侧则使用型钢加固。

（四）传动和张紧系统

板式运输机的主动轮是一个直径较大的链轮，链齿节距恰好是链节的节距。链轮的齿数一般不少于 10 齿。齿形和材质按常规齿轮设计进行计算。

由于链板运行速度很慢，所以传动第一级通常采用三角皮带减速，第二级采用大减速比的减速箱。

板式运输机的尾轮也是一个链轮，其节距与主动轮一样，但齿数可以略少。尾轮同时又是张紧轮。简单的张紧系统可以用螺杆张紧的方法，较为先进的张紧系统则采用活塞或气囊加压的方式。

（五）计量装置

大型废纸制浆生产线的工艺过程都由全自动控制系统操作。碎浆原料进入系统的速度也是由 PLC 或 DCS 系统控制。板式运输机上的计量装置连续地检测出废纸的通过量，然后经过 PLC 和 DCS 控制系统，根据工艺给定值控制板式运输机的链板速度和稳定的投料量。

常用的计量装置有称重测量单元、核子秤等。称重测量单元就装在板式运输机的支架上，废纸原料连同机架、链板和链条的质量一起压在测量单元上。测量单元把质量转换成 4～20mA 电讯号，送到控制系统的处理单元。通过实地的系统标定便可给出电流讯号与原料质量的对应关系曲线。

核子秤的工作原理是使用^{60}Co 或^{137}Cs 放射元素制成的放射源，在放射源的正上方安装一个或两个计数器。当放射源的 β 或 γ 射线穿透纸层的时候，放射强度的衰减对瞬时通过的废纸质量有相关对应关系。把计数器检测的结果转换成数字讯号并送到 DCS 系统，便可实

行自动控制。图 4-5 是常用核子秤的结构。图中件号 2 防护套是钢制的套管，内衬铅板。防护套的上方开了一条缝。射线就从这条缝射向闪烁计数器。铅保护套是一个重要部件。无论使用钴或铯放射元素，长期接触均可危害操作人员健康。有效的铅保护套可令核子秤周围 1m 范围内的辐射强度控制在安全数值范围内。但是，在核子秤工作期间，其对向计数器的位置要把防护盖旋开，让射线射向计数器。此时，操作人员万不可在核子秤的正上方停留。如有维修或处理故障需进入核子秤正上方，必须确认防护盖已关闭。件号 3 防护盖是可以旋转的，并且由锁紧机构保证工作位置的可靠性。

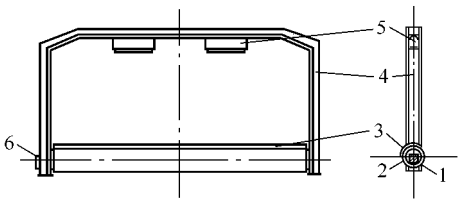


图 4-5　核子秤

1—放射源　2—防护套　3—可旋转的防护盖
4—支架　5—闪烁计数器　6—防护盖锁紧机构

二、带式运输机

带式运输机使用大型橡胶带作为运载体。与板式运输机相似的是，带式运输机的带宽都有 1m 以上，头轮都是传动轮，而且位于 6～8m 的高度。由于材料强度不一样，橡胶带的单位面积承载量大概只有板式运输机链板的 1/4～1/3。橡胶带又很难造得太宽，因此，相同生产能力的带式运输机运行速度比板式运输机要快 3～5 倍。速度较高亦有利于头轮的功率传递，不然，头轮的直径和包角都要造得很大。

带式运输机的基本构造与板式运输机是十分相似的，也有头架尾架，传动部和张紧系统。侧板则比板式运输机要矮，因为单位长度的承载量远不及板式运输机，而且带式运输机的运行速度又快得多，纸层的高度只是后者的 1/3～1/2。

此外，带式运输机的最大爬升角也较小。

第三节　碎　浆　机

一、立式高浓碎浆机

高浓碎浆机的工作浓度为 10%～15%。由于碎浆浓度比较高，转子（又称飞刀）的输入能量很大部分是传送给水，通过水体非常强烈的搅动、剪切，以及纸片之间相互摩擦、搓揉，从而快速地完成碎浆功能。高浓碎浆特别适用于需要添加化学品的脱墨浆生产线。碎浆浓度高就等于化学品浓度高，碎浆的化学过程包括油墨的皂化、纤维的润胀、木素的漂白等其效率可有成倍的提高。由于工作浓度高，在相同绝干物料处理量的情况下，设备需带动的物料总体积比低浓工艺过程要少得多。而且纸捆、纸片之间起润滑作用的水层减少，干物料通过相互紧密强烈的搓揉而加速碎解，凡此种种都令高浓状态下纸片的碎解效率更高，因而更节能。

高浓碎浆机大多数的工作情况是间歇的方式，碎浆周期约 30min。间歇式高浓碎浆的程序举例：①注水，5min，其间如有化学药品应在此时一齐注入；②投废纸原料，3min；③碎浆 15～18min；④稀释（第二次注水），3min，稀释至泵送的浓度（4%～5%）；⑤放浆，5min。有些流程在放浆的时候继续在放浆管加水稀释。⑥冲洗槽体并排出粗渣，2min。

在碎浆周期中，转子总是在转动。因此，驱动马达的功率输出是周期性地变化的，如图

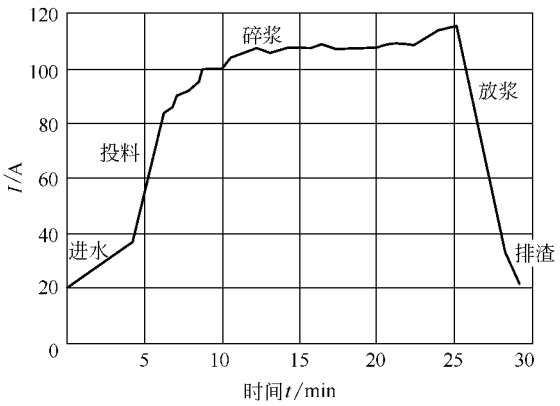


图 4-6　碎浆机工作电流的一个周期

4-6 所示。

对大型和现代的碎浆工序，上述程序都是处于 PLC 或 DCS 自动控制之中。

水力碎浆机与物料接触的部件一般选用 304 或 316 不锈钢。在处理较低档次原料如 OCC 一类的废纸时亦可选用普通碳钢。

（一）转子

1. 转子的功能

转子同时有三种功能：①将动能传送给槽体内的物料，②直接对成捆、成片的纸片进行撕碎，③将浆料往轴向方向推，以强化槽内物料的搅拌。在高浓的情况下，前一项功能是主要的作用。在装有放浆筛板的碎浆机，转子还可以起到清洗筛孔的作用。转子的转速在 250～400r/min 之间。为了平衡和吸收碎浆槽内物料的巨大翻动，转子和转轴的实际尺寸比单从功率计算所需的尺寸要大得多，以便让它们有更大的质量和惯量。图 4-7 表示一种常见的高浓碎浆机转子。



图 4-7　碎浆机转子

2. 转子的设计

转子设计过程如下：①根据实验和实践经验，确定能量转移值。②根据碎浆机的工作环境，物料的性质例如酸碱度、工作温度等选取适用的材质。③确定转子的转速和叶片端点线速。④计算转子叶片的受力并通过受力分析，计算叶片的切向和径向截面。⑤根据碎浆机容积的大小，选取转子的惯量系数并据此修正叶片的截面。⑥选择转子与转轴的连接方式。

从转轴端向传动部看，转子的转向一般为顺时针。但也可以做逆时针安排。

为了增加叶片的耐磨性能，叶片的前缘镶衬耐磨材料。常用的耐磨材料有镍铬合金，氮化硅等。在生产过程中当镶衬层磨蚀得差不多的时候，可以在加工厂重新镶衬新的耐磨层。通常叶片是用沉头螺栓固定在轮毂上的，在叶片磨蚀后，可以卸下来换上新的叶片。



图 4-8　带锥体的转子

为了强化转子的动能传送功能，适应高碎浆浓度的要求，越来越多的供应商将转子的刀盘向轴向延伸，如图 4-8 所示。随同转子叶片一齐制造（铸造或焊接）出来的锥体大大增加了转子与浆料接触的面积。越靠近浆面，需要传递的能量越少，因而锥体的直径逐渐减少。锥体恰好占据着旋转浆料所形成的旋涡，这种设计具有较高的效率。

3. 锥体的螺线

锥体的螺线有双线和三线的两种，在锥体的横截面上对称分布。螺距比较大，一般是锥体直径的 2～3 倍。

（二）槽体和底刀

1. 槽体的基本结构

高浓碎浆机的槽体是主要的工作部件之一。通常槽体是圆

柱形的，尺寸以计算的生产能力而定。如图 4-9 所示，阴影部分是碎浆机槽体的有效工作容积。对于高浓碎浆机，绝大多数的工作情况是间歇的工作方式。

落料口 2 的位置要考虑纸捆投落时会向前抛落一段距离。要注意不能让未松散的几百公斤重的纸捆直接掉落到转子上。喷水管 4 是在冲洗和排渣时使用的。排渣口 7 和良浆出口 11 各有一段短管，管径大小由工艺人员提供。筛板 10 的筛孔直径和总开孔面积要视处理废纸的种类和生产能力而定，筛孔直径一般为 12～18mm，而开孔面积要比良浆出口截面大 1.8～2 倍。轴承副要便于加油，而密封总成一般会要外接密封水。液位计连通管 12 用于安装在线液位计，在设备工作期间要连续补注清水以保持连通管的畅通。

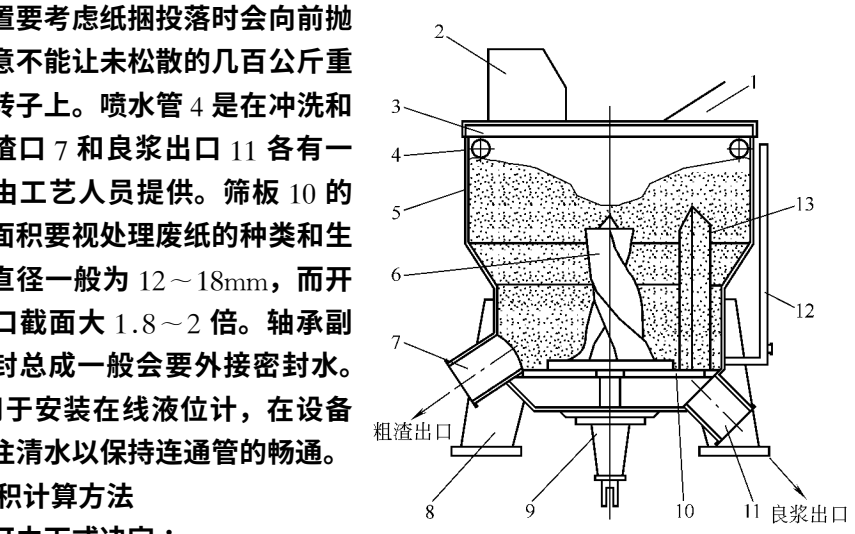


图 4-9　高浓碎浆机

1—观察孔　2—落料口　3—盖子　4—环型喷水管
5—槽体　6—转子　7—排渣口　8—支架
9—轴承副及密封总成　10—筛板　11—良浆出口
12—液位计连通管　13—挡浆块

2. 槽体有效容积计算方法

槽体有效容积可由下式决定：

$$V=\frac{Q\cdot t}{w\times 1440} \qquad (4\text{-}2)$$

式中　V ——有效容积，m^3

Q ——生产能力，绝干投料量，t/d

w ——碎浆浓度，%

t ——碎浆周期，min

对于要稀释完才放浆的碎浆机，碎浆浓度 w 应取稀释后的放浆浓度。也有供应商将槽体造成上段直径大，下段直径小。这样，下段的容积就是碎浆时的工作容积，而上段加下段的总容积则是稀释后放浆时的总容积。工作时段不同、工作的空间也不同，便能更有效地发挥设备的功效。

3. 底刀

底刀装在与转子叶片（飞刀）相对位置的底盘上，也可以位于筛板的面上。图 4-10 表示底刀的一种排列。底刀与飞刀配合使用形成一种剪刀关系，可以增强机械碎解作用。但是底刀更多是用在低浓水力碎浆机。底刀一般都设计成可装拆式的，而且使用高强度钢制造。在对着转子方向的刀刃上镶衬耐磨材料如 NiCr 钢。

4. D-型碎浆机

在高浓碎浆过程进入到浆料比较均匀状态的时候，如图 4-9 阴影部分所示的浆料有时会形成一个里面浆层之间不相对运动而自身作旋转运动的“料饼”。不少碎浆机在圆柱壁内侧增设 2～3 个挡浆块，可以有效地破坏“料饼”相对静止的状态，提高碎浆效率。而图 4-11 所示的 D-型碎浆机的碎浆槽则是挡浆块的放大形式。D-型碎浆机能消除“同步”旋转的浆饼。

（三）筛板

高浓碎浆机的筛板是废纸制浆一系列分离杂物过程的第一道工序。筛板的作用把大规格的杂物，特别是大部分塑料类和石头、铁块一类的杂物从粗浆中分离出去。这是浆料的初步

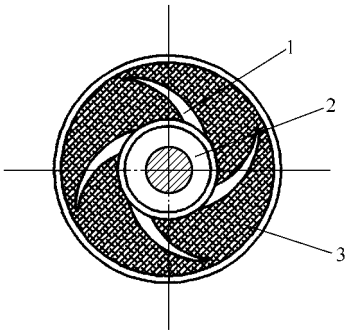


图 4-10　底刀的一种排列

1—底刀　2—飞刀转轴　3—筛板

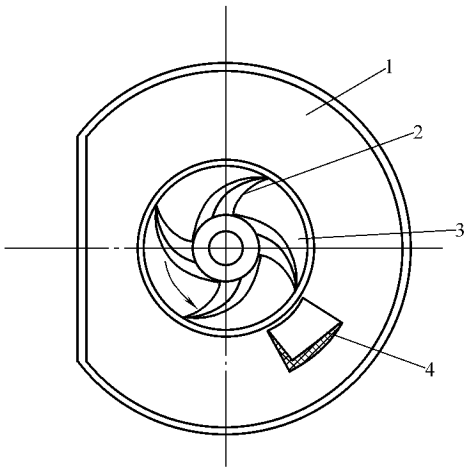


图 4-11　D-型碎浆机

1—槽体　2—转子（飞刀）　3—筛板　4—排渣口

净化过程，同时又使后续的设备例如粗浆泵、高浓除渣器等得到保护，免受粗重杂物的冲击及磨损。

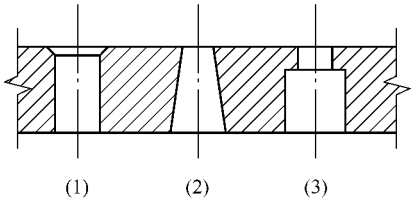


图 4-12　筛板的筛孔

（1）圆柱孔　（2）圆锥孔　（3）阶梯孔

废纸原料中常夹杂着金属、非金属废料。所以筛板要造得十分坚固，材质要选用坚硬耐磨的材料。筛板常常分成几片，用沉头螺栓紧固在支架上，以便于更换。

筛孔一般是圆孔，有些筛板的圆孔顶部还扩展成倒锥形，如图 4-12 所示。筛孔按连续等边三角形排列，可令筛板在保持最大开孔率的同时具有最好的强度和刚度。有的筛孔整个是锥形的，有的筛孔则是分级钻孔。这些筛孔有利于浆料的顺利通过。

二、立式低浓碎浆机

低浓水力碎浆指工作浓度为 3%～5% 的碎浆过程，可以是连续的操作工艺，也可是间歇的操作。低浓碎浆机适用于中小型废纸制浆生产线（表 4-1）。

（一）转子

低浓碎浆机的转子同时也是飞刀，一方面与底刀配合起撕碎纸片的作用，同时也起着向浆料传递动能，通过水力的高强湍动与剪切作用强化废纸碎解和提供搅拌作用。转子的叶片同样需要镶衬耐磨材料。由于低浓碎浆物料的翻动和碎浆过程中也存在未

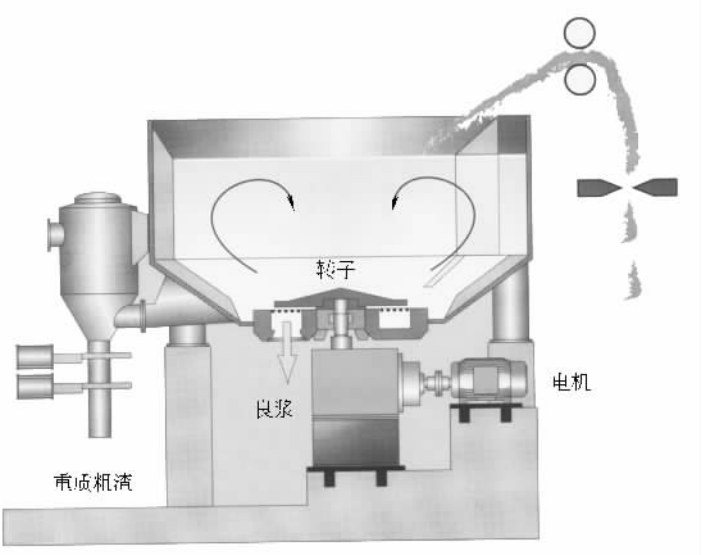


图 4-13　低浓水力碎浆机

表 4-1　　福伊特（Voith）公司低浓碎浆机规格

容积/m^3	26	35	45	60	75	90	110	130
生产能力/(t/d)	200～255	200～350	350～550	450～750	600～850	700～950	850～1150	1100～1300
装机容量/kW	315	400	400	500	630	710	900	1100

充分碎解的成堆废纸冲撞的现象，转子和主轴也要具有足够的强度。

（二）槽体和底刀

低浓碎浆机的槽体多为圆柱形，也有 2～3 个挡浆块。在连续操作的碎浆机需连续不断的加入废纸原料和稀释水，而经过碎解的粗浆则穿过筛板连续地排出槽外。有些生产流程用连通管把良浆先接到槽体旁边的平衡罐，然后用泵把良浆抽走，见图 4-13。这种流程有利于槽内浆料液位的稳定。

槽体的材质视生产线最终成浆要求的不同而选择碳钢或者不锈钢。

（三）筛板

如前所述，碎浆机筛板是废纸生产线第一道分离杂物的部件。低浓碎浆机筛板的筛孔直径要比高浓碎浆机的小，一般为 10～14mm。如果低浓碎浆机用于商品浆板的碎解，筛孔会小一些，一般为 8～12mm。

（四）排渣绞索

不少废旧纸板混杂各种条形杂物，如铁丝、塑料绳等。如果在碎浆槽里放进一根足够粗的缆绳，例如 ϕ50 的尼龙绳，浆料里面的条形杂物就会在物料的旋转中紧紧地缠绕在缆绳上。在这个过程中还能把部分非条形状的塑料袋，铁片等各种杂质捆绑在一起。把缆绳逐渐向上提，后面的条形杂物会继续编织出新的缆绳（见图 4-13）。这是排除部分杂物的好办法。

三、转鼓碎浆机

转鼓碎浆机是近十几年来应用越来越广的一种大型高效碎浆设备，其雏形是芬兰奥斯龙（Ahlstrom）公司一位机械工程师源自滚筒式洗衣机的工作原理而研制出来的。转鼓碎浆机基本结构是平卧的长圆筒。前段为碎浆段，工作浓度 15%～17%，后段为筛选段，工作浓度 3.5%～4.5%。由于转鼓碎浆机的机械作用不如立式水力碎浆机强烈，塑料薄膜类杂质倾向于保持原状而很少被撕碎，这样在筛选段的去除率更高。对于整个废纸制浆流程而言，前段分离杂物的数量越多，后段除渣设备的负担就越小，相应的效率以至最终总的除渣效果也会越高。

转鼓碎浆机的另一个优点是能耗低。转鼓碎浆机与水力碎浆机相比，吨浆装机容量低 30%～40%。现在已有多家设备供应商研制出结构大致相同的转鼓碎浆机。图 4-14 是转鼓碎浆机的典型装配图。表 4-2 表示芬兰奥斯龙公司的转鼓碎浆机规格。

表 4-2　　芬兰奥斯龙公司转鼓碎浆机系列

型　　号	FF225	FF250	FF275	FF300	FF325	FF350	FF375	FF400
直径/m	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	3.75	4.00
长度/m	12.3	13.6	16.3	17.6	21.8	23.2	28.0	28.5
生产能力/(t/d)	50～80	80～160	140～200	180～240	220～330	320～450	450～650	600～900

续表

型　　号	FF225	FF250	FF275	FF300	FF325	FF350	FF375	FF400
装机容量/kW	75	132	160	250	355	500	630	2×500
比能耗/(kW·h/t)	15～20							

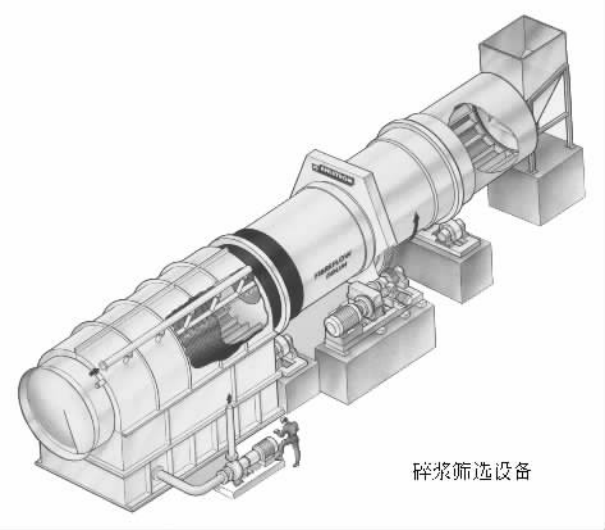


图 4-14　转鼓碎浆机

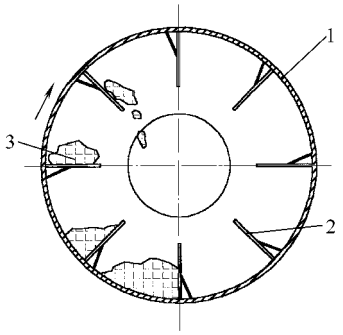


图 4-15　碎浆段工作原理

1—圆筒　2—提升板　3—粗浆

（一）碎浆段

碎浆段是直径 3～4m，工作长度 10～20m 的圆筒，水平倾角 1°。壁厚约 20mm，内壁焊提升板（图 4-15）。进到筒内的废纸与连续加入碎浆段的稀释水、化学药品一起随圆筒旋转，被提升板带到顶部掉下来。通过反复的摔打，绝大部分纸片碎解成单根纤维。圆筒的转速要使筒内物料的圆周速度所产生的离心力不大于重力，否则过高的转速会令物料附在筒壁上掉不下来，影响碎浆效果。

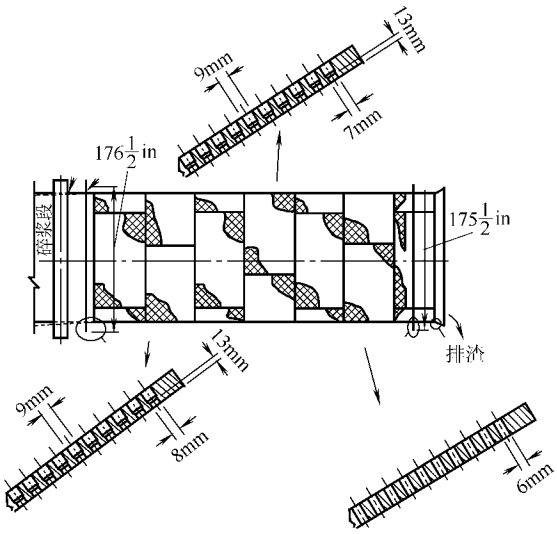


图 4-16　筛选段

（二）筛选段

筛选段（图 4-16）是同直径的圆筒形筛板，直接焊在碎浆段筒体的出口端上。这样，圆筒形筛板是悬臂在碎浆段上的。根据废纸原料种类的不同，筛孔直径 6～10mm 不等。由于筛选段处理的粗浆已经是均匀的物料，运转中很少冲击，筛板的厚度可以比碎浆段薄得多。而且筛选圆筒也和碎浆段一样有 1°水平倾角以利于粗浆和粗渣向前移到排渣口。

有的转鼓碎浆机基于碎浆与筛选功能的不同，将筛选段与碎浆段分离，分别传动。这样，它们的倾角和转速，甚至直径都可以造成不一样，可以更好地发挥各自的工艺特长。但结构就变得复杂了。

筛选段附带一到两根稀释水管，使用制浆过程的滤液或澄清水将 15% 浓度的浆料稀释到 3.5%～4.5%。这既是浆料顺利通过筛孔所需要的浓度，也是粗浆在浆槽中搅拌和泵送到下一工序的正常浓度。稀释水管的喷淋作用同时可以起冲洗筛孔的作用。

（三）粗浆槽

经过碎浆和筛选，粗浆便落到粗浆槽，然后用泵送往后工段。由于在筛选区的前后段筛出来的浆浓度会有很大差异，在粗浆槽装有搅拌器。较大规格转鼓碎浆机的浆槽可以装两台搅拌器。

粗浆槽同时提供了碎浆过程与浆料泵送之间的物料平衡空间。因此，在浆泵出口的管线上要安装液位控制阀。

粗浆槽通常使用 316 不锈钢材质。如同其他槽体一样，粗浆槽安排有排污口和溢流口。

粗浆槽的上部配有机罩，以便挡住喷淋水在筛选圆筒上的飞溅，同时保护操作人员不会与转动的圆筒接触。在机罩上会安排若干个检查门。粗浆槽与机罩的两端与筛选圆筒之间有迷宫式密封，如图 4-17 所示。

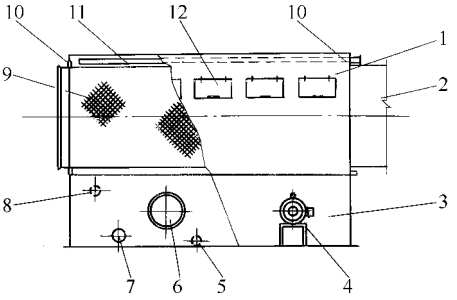


图 4-17　浆槽和机罩

1—机罩　2—碎浆段　3—浆槽　4—搅拌器
5—排污口　6—人孔　7—粗浆出口　8—溢流口
9—筛选段　10—迷宫式密封　11—喷水管
12—检查门

（四）落料斗

落料斗将运输机送来的废纸原料导入碎浆段，因此落料斗的一端与板式运输机或带式运输机相接，另一端与旋转的碎浆圆筒相接。两者之间用橡胶密封绳密封。从图 4-18 可以看见用于张紧密封绳的重锤4。落料斗需要有支架支承到与碎浆机入口同高。落料斗要承受大

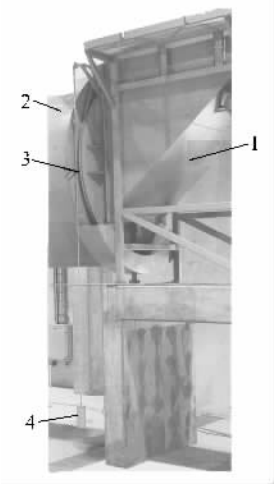


图 4-18　落料斗

1—料斗　2—转鼓碎浆段
3—密封绳　4—张紧重锤

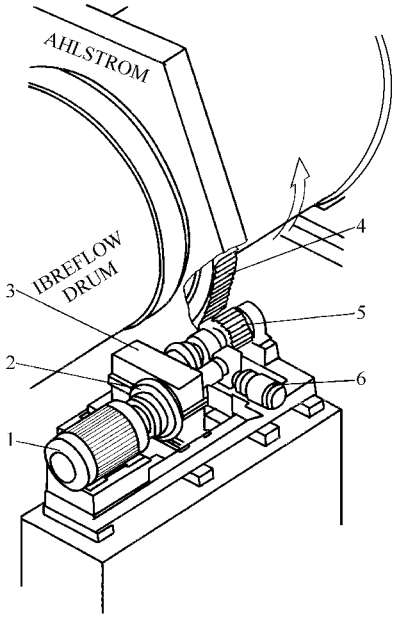


图 4-19　转鼓碎浆机传动系统

1—电动机　2—液压联轴器　3—减速箱
4—大齿圈　5—小齿轮　6—低速运行电机

件纸捆的冲击，因此需要有足够的强度和刚度。

（五）排渣口

在筛选段的出口端焊接一块大直径（与圆筒内壁相接）小螺距的封板，以便让粗渣均匀地排出圆筒，同时又能封住尚存的少量粗浆，不让它们随粗渣排走。

（六）传动和润滑

1. 传动及支承

转鼓碎浆机的质量很大，转速又低，加上要考虑带物料满负荷起动的可能，其传动系统要充分考虑大惯量的起动力矩。典型的转鼓碎浆机传动系统是：马达-液压联轴器-减速箱-齿轮传动（图 4-19）。

使用液压联轴器（图 4-20），具有起动力矩大，传动稳定，可吸收负荷变动的冲击等特点。液压联轴器里充满了液压油。图示的左半边相当于一台油泵，右半边相当于一台液压马达。马达的输入功率在左半边令液压油升压，流到右半边推动后半联轴器。

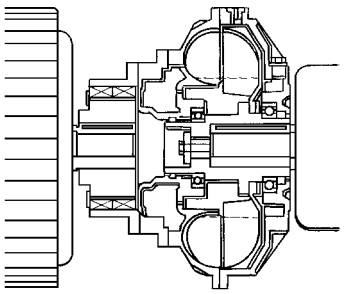


图 4-20　液压联轴器

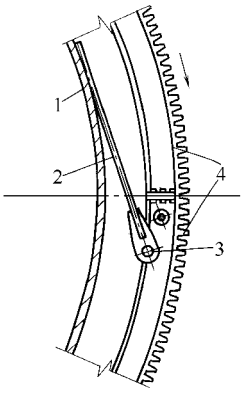


图 4-21　大齿圈

1—碎浆板筒体　2—弹簧钢板

3—柱销　4—分段的齿圈

减速箱可使用普通的齿轮减速箱。而齿轮传动的小齿轮就装在减速箱的低速轴上。大齿圈分成 4 或 5 段铸造，然后拼在一起进行机加工。大齿圈通过弹簧钢板焊在碎浆段圆筒上。见图 4-21。弹簧钢板有足够的强度支撑大齿圈，传递巨大的扭矩，同时又可吸收碎浆段运行时的低频重级震动。但是，较大型的转鼓碎浆机由于焊缝强度不足而取消了弹簧钢板，大齿圈直接固定在转鼓的筒体上。

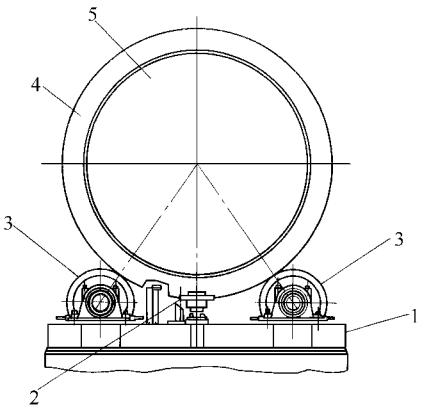


图 4-22　转鼓碎浆机的支承

1—机座　2—平面滚轮　3—滚轮　4—滚圈

5—碎浆机筒体

偌大的转鼓碎浆机由两对直径约 600mm，面宽 200mm 的滚轮支承着两个大滚圈。另有一个扁锥形的平面滚轮抵着前滚圈，作为轴向止动机构，抵消设备 1°倾角所产生的轴向窜动。如图 4-22 所示。

2. 润滑

在转鼓碎浆机庞大的运转系统中，两组支撑滚轮里的轴承、滚轮，包括平面滚轮与滚圈的接触面，大小齿轮的啮合面，大齿轮的安装销轴，都需要使用指

定牌号的润滑脂进行周期性的润滑。因此，各种型号的转鼓碎浆机都配有一套自动控制的润滑系统，保证各润滑点得到充分的润滑。

（七）其他类型的转鼓碎浆机

1. 美卓（Metso）公司的轮胎传动转鼓碎浆机

图 4-23 表示美卓公司新研制的转鼓碎浆机。这种碎浆机的特点：①是设计的系列化和模块化。美卓公司的转鼓碎浆机只有一个工作直径 4000mm。按照生产能力的不同，设备在长度和相应部件上有系列性的变化。如图所示，当设计产量为 500、1000、1500t/d 时，该型碎浆机的碎浆段和筛选段分别是一个模块、两个模块和三个模块的组合。②使用轮胎代替齿轮传动。这种传动方式噪音小，吸收冲击负荷好，维护简单。但是摩擦传动的效率毕竟要比齿轮传动低。该转鼓碎浆机碎浆段和筛选段的内部结构则与前述奥斯龙公司的设计相仿。

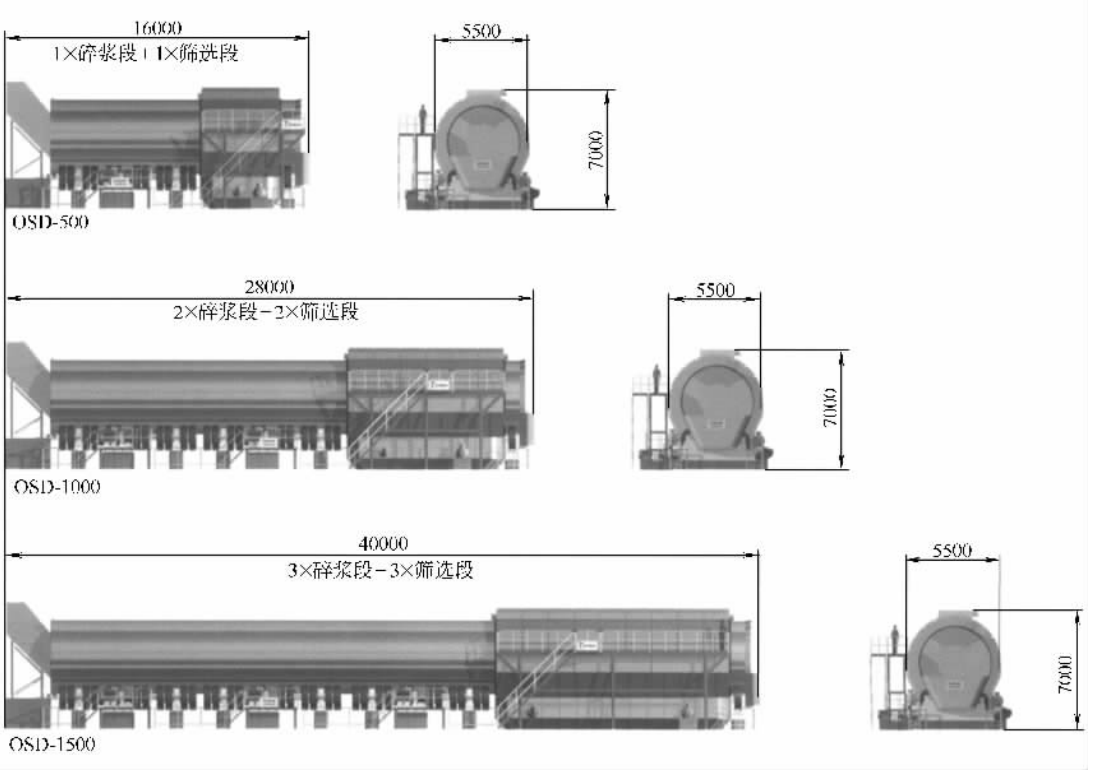


图 4-23　美卓公司的转鼓碎浆机

2. 福伊特公司的分段式转鼓碎浆机

福伊特公司把转鼓碎浆机的筛选段和碎浆段分成两台设备，支承和传动也就分成两套，见图 4-24。碎浆段内更增设了导浆通道，导浆通道令半碎解了的废纸和废纸浆在转鼓中的提升效率更高。福伊特公司的转鼓碎浆机传动系统与奥斯龙公司的大致相同。

四、其他形式碎浆机

（一）卧式水力碎浆机

图 4-25 表示一种卧式水力碎浆机的结构。卧式水力碎浆机的主要工作部件槽体是一个水平放置的圆筒，顶部开落料口。水、化学药品和废纸原料都是从落料口进入槽体。碎浆机的飞刀和底刀都是垂直安装的。飞刀的转速约为 300～500r/min。其工作原理与高浓水力碎浆机的转子相似，通过飞刀的高速转动将大部分的动能传递给浆料。同时让浆料沿槽体轴向

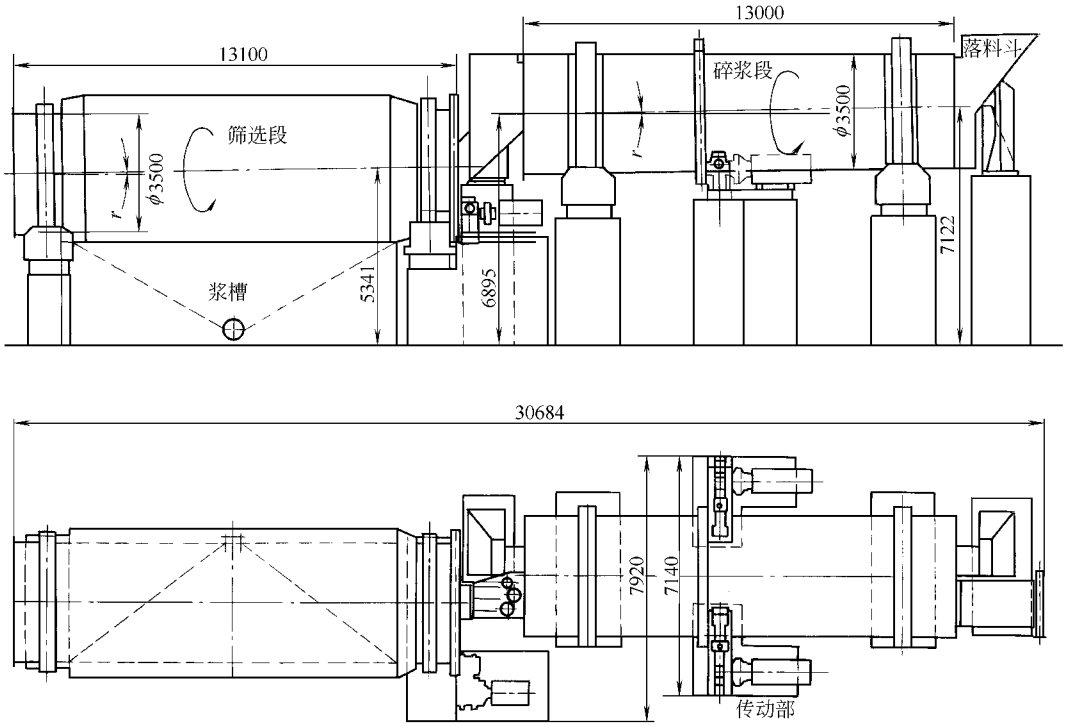


图 4-24　**福伊特公司的转鼓碎浆机**

推进，令槽内的物料得到充分的搅拌。纸片的碎解部分依靠飞刀的冲击以及飞刀与底刀之间的剪碎作用，而更主要的是依靠水力的剪切、润胀和撕碎作用。卧式水力碎浆机基本上是间隙式操作方式，曾经是水力碎浆机的一种原型。卧式水力碎浆机具有结构简单、运转可靠、造价低廉的特点，适用于中小型废纸生产线。

（二）纤维分离机

纤维分离机是水力碎浆机的补充碎浆设备。纤维分离机刀盘的转速比水力碎浆机高，工作浓度则比水力碎浆机的低。纤维分离机本身是以连续碎浆作为运转方式的，图4-26**表示**

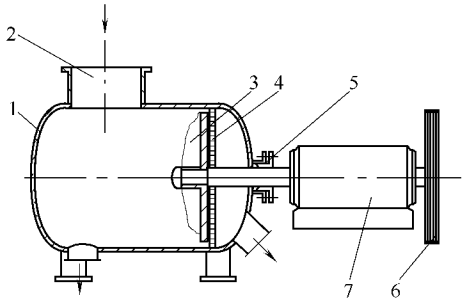


图 4-25　**卧式水力碎浆机**

1—槽体　2—落料口　3—飞刀　4—筛板
5—填料函　6—三 V 带轮　7—轴承副

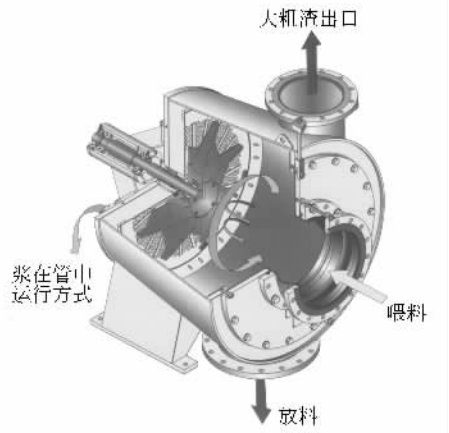


图 4-26　**纤维分离机**

纤维分离机的基本构型。

纤维分离机在工作中由于良浆穿过筛板从良浆出口排出，粗渣在粗浆里的比例逐渐增加，对槽体内壁的磨蚀加大，因此纤维分离机的钢制槽体内壁要镶衬耐磨衬板。衬板可以是 NiCr 钢板，也可以是非金属的花岗岩石板。由于飞刀的高速旋转，类似于水力碎浆机的碎浆作用在这里继续进行。逐渐积累的重质粗渣通过程序控制的排渣阀定期地排出，而由于离心力作用分离出来的轻质杂质则聚集在槽体的中心区，由轻质排渣管排出。筛板的筛孔通常为 8～12mm。纤维分离机规格如表 4-3所示。



图 4-27　疏解机

表 4-3　　纤维分离机规格示例

型　号	装机容量/kW	体积/m^3	筛孔直径/mm	通过量/(L/min)
F1—T·S	90	0.6	16～20	3200
F2—T·S	160	1.1	16～20	4800

纤维分离机的前端盖设计成易于打开的，以便当处理粗渣含量很高的废纸原料时可以经常打开分离机进行人工清除。

（三）疏解机

疏解机用于废纸经碎解后进一步处理未完全消失的纸片或浆团。有些疏解机结构与锥形精浆机非常相似，只是磨浆的磨盘齿形不同，而且疏解的浓度比精浆的浓度高，大约为 5%～6%。图 4-27 是一种疏解机的结构。

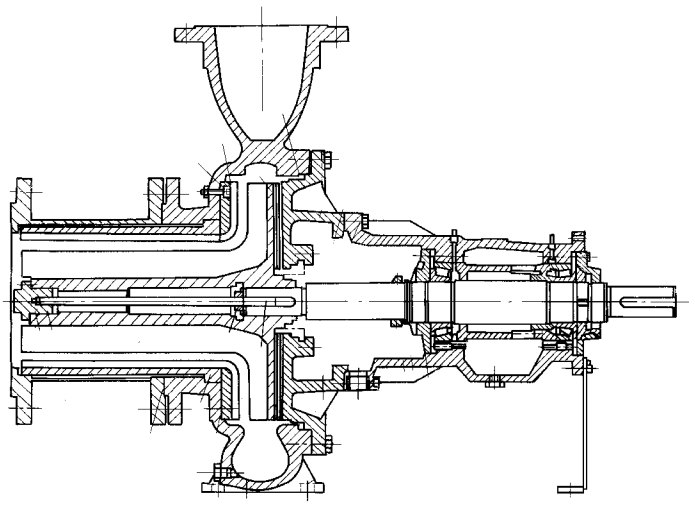


图 4-28　疏解泵

疏解机的功能可以看成是碎解机的补充，而本身的装机容量要小得多。因此两种设备搭配使用，可以有效地缩短碎解机的工作周期。一方面可以充分发挥两种设备各自的功效，提高生产能力，另一方面又可以降低整个碎浆系统的能耗。

为了保护疏解机的磨盘，流程中将疏解机安排在第一道粗筛或者高浓除渣器的后面。

（四）疏解泵

疏解泵在泵送粗浆的过程中可以对尚未完全碎解的纸片进一步处理。疏解泵将泵的叶轮前缘加长，并且前缘造得比较锋利。图4-28 表示疏解泵的基本结构。

第四节　筛选净化设备

由于废纸制浆过程中的筛选净化设备处理对象是制浆造纸工艺过程靠前段的粗糙物料，这些筛选净化设备与传统造纸过程的筛选与净化设备（第六章）应有不同。例如，与物料接触的部分要很耐磨，筛孔筛缝的规格尺寸较大。这里只介绍应用于废纸制浆过程中的筛选净化设备。

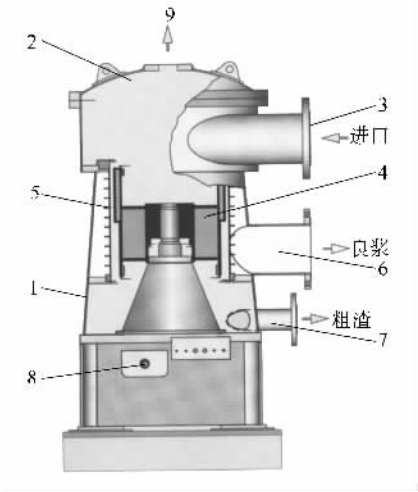


图 4-29　外流式压力筛

1—外壳　2—盖子　3—进浆口　4—转子　5—筛框　6—良浆出口　7—排渣口　8—稀释水入口　9—排气口

通常孔筛位于废纸制浆流程的前端，又称为粗筛，而缝筛位于流程的中段或末段，又称为精筛。

从图 4-29 可以了解压力筛的基本结构。大部分的压力筛无论是孔式或是缝式都具有相似的结构：①筛体，包括出、入口，上盖，支座。②筛框，筛框的加工方法，加工精度。③转子，转子的形式。④轴承副和机械密封。

为了使大规格的杂质有效地从粗浆中分离出去，需要把浆料稀释到合适的较低的浓度。浓度越低，筛分的效果越好。但是浓度过低，筛前的泵送和筛子本体的功率消耗都会增大。因此，近代的筛子特别是孔式粗筛都尽量往较高的工作浓度发展。现在用于处理二次纤维的粗筛能在3.5%～4%的浓度下正常工作。

一、孔类压力筛

（一）外流式压力筛

图 4-29 表示较常见一种外流式压力筛的结构。压力筛的进浆与浆泵连接，浆流的压头是浆料穿过筛孔的动力之一。压力筛转子的旋翼也提供了一定的筛选动力。浆料从进浆口切线方向进入筛体，先经过分布室，粗重杂质停留在分布室，然后粗浆进入筛分区。浆料在筛框穿过筛孔的动力既来自进浆压力，也来自高速旋转的旋翼前缘的挤压。由于单根纤维的尺寸比筛孔小得多，大多数良浆得以穿过筛孔，沿着筛框外侧流到良浆出口。而被截留下来的粗渣随同部分好的浆料在筛框内侧向下移动并从排渣口排出。

在筛选过程中，特别是在浆料打浆度很低，浆料疏水性很强的情况下，留在筛框内侧的浆料和粗渣浓度会很快提高。为了维持筛选过程的正常进行，帮助粗渣顺利排出，需要从稀释水入口补充足够的水。

开有筛孔或筛缝的筛框是压力筛最重要的功能部件。筛孔和筛缝的几何尺寸既要保证良浆顺利通过，又要能有效地截留住不同段落的粗大杂质。用于废纸浆生产的孔类筛框筛孔一般为 ϕ1.2～2.0mm，筛缝的缝宽为 0.1～0.3mm。选择筛孔几何尺寸的最重要因素是筛子所处理的物料的性质，包括纤维的种类，纤维平均长度和宽度，滤水性能，需要筛分的代表

性杂质的情况。为了有效地最大限度地截留杂质，往往要让相当一部分好纤维留在粗渣中。这就是筛子的排渣率的选用问题。通常压力筛的排渣率为15%～25%。其次是筛框的开孔面积，这是筛框上所有开孔的面积的总和。一般浆料通过筛孔的速度选0.1～0.5m/s，开孔面积便决定该筛的生产能力。筛框的第三个重要参数是开孔率，即开孔面积占整个筛框表面积的比例。开孔率大，也就是孔或缝更密集。在保持足够的机械强度和耐磨蚀量的前提下，开孔率直接关系到该筛的工作效率。

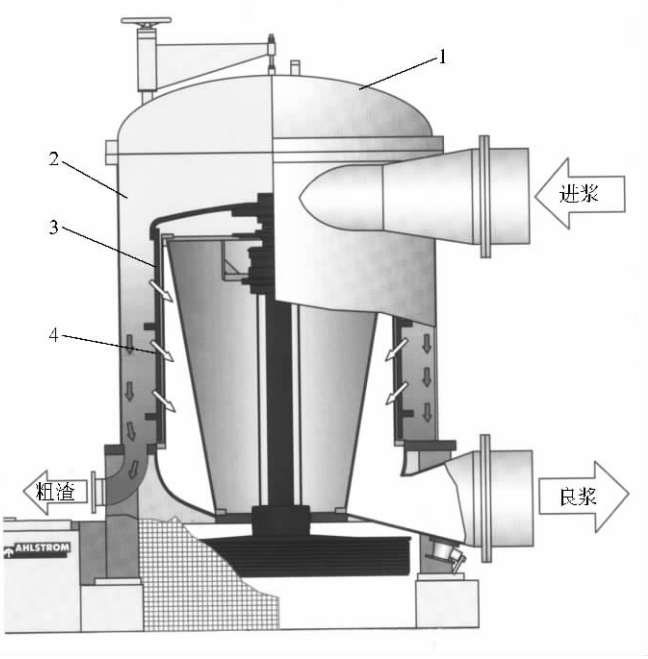


图4-30　内流式压力筛

1—盖子　2—筛体　3—转子　4—筛框

（二）内流式压力筛

内流式压力筛的工作原理和基本结构都与外流式压力筛相似，在废纸制浆过程中偶有应用。这里只列出如图4-30所示的奥斯龙公司产品，其结构与原理与通用的内流式压力筛一样。

（三）卧式压力筛

美国GL&V公司的压力筛设计成卧式布置，如图4-31所示。实际上早期不少低浓的圆筛也是卧式布置的。水平放置的筛框和转子有拆装方便的优点，而且配套的电动机是基本型的电机，令设备投资明显节约。

（四）CR系列压力筛

CR压力筛属内流式压力筛类型。这种压力筛没有转子，转轴带动筛框转动。在筛框内侧排列若干等距离布置的脉冲板。脉冲板的作用是利用转动筛框对脉冲板相对运动，浆料在脉冲板的前缘对筛孔产生反冲洗脉冲，从而连续清洗筛孔。这种筛的最大优点是筛出来的粗

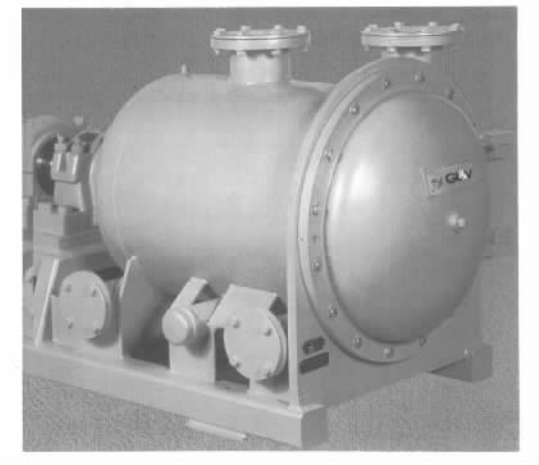


图4-31　卧式压力筛

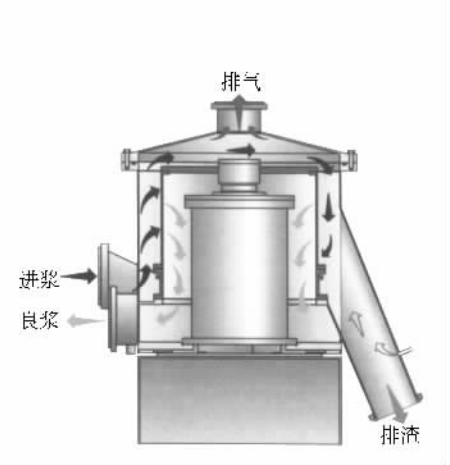


图4-32　CR型压力筛

渣留在筛框外，很容易收集并排出筛体外面。而且相当于转子旋翼的脉冲板是位于良浆区内，不存在被粗渣磨损的问题。图 4-32 表示 CR 型压力筛的结构。CR 筛可在 3%～5%的浓度范围内工作，筛框的孔径一般为 2.0mm。表 4-4 为 CR 筛规格。

表 4-4　　CR 筛规格（奥斯龙公司）

型　　号	电机功率与转速/(kW/r·min^{-1})	通过能力/(L/s)	产量/(t/d)
C2R	30/1500	20	60
C4R	45/1000	50	150
C6R	90/1000	100	300
C9R	132/1000	170	500

二、缝类压力筛

缝类压力筛与孔类压力筛一样常用于废纸制浆过程。针对废纸纤维的细长形状，几何尺寸和柔软的特性，缝类压力筛筛框和开缝截面会有不同的设计和制作工艺。

（一）普通缝筛

不少供应商都倾向于将他们的产品系列化、标准化。他们把缝筛与孔筛合并成同一系列的设计，而两者之间的差异仅仅是孔型筛框换成缝型筛框，因此，缝筛的结构和分类实际上与前述孔筛是相同的。但是，缝筛少有内流式的构型。

对于缝筛要考虑纤维分级问题，特别是在处理游离度较高的浆料尤其要注意。由于筛缝的几何尺寸越来越小，在缝筛的筛选过程中部分长纤维往往来不及穿过筛缝而滞留在筛框内，与粗渣混在一起。结果一方面会影响筛选效率，增加粗渣比例。另一方面会令粗渣区的浓度迅速上升，由于堵塞而影响生产正常运转。处理这类浆料的时候，一个办法是加大稀释水加入量，另一个办法是选择有较大脉冲压力的转子。

（二）多级筛

基于全新的可持续发展工艺概念，一种多级筛已经研制成功并投入使用。它把 2～3 级筛的转子和筛框都装在一个筛体里，粗浆进入筛体里的第一段筛选段后，良浆从良浆口引出，而粗渣则在筛体内直接导向第二段筛选段。如此延续，如图 4-33 所示。把几段筛造成一体，对部件的材质、装拆设计、轴的支承、段间流量控制等都有更高的要求。但是节约了大量的能耗。

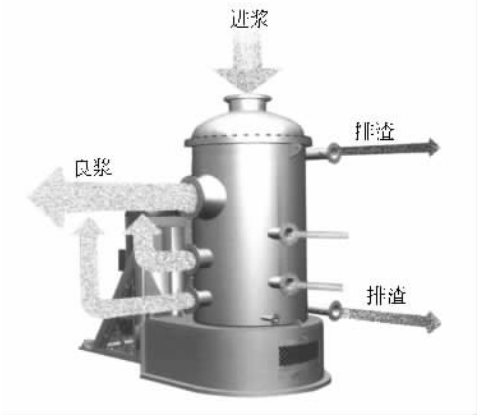


图 4-33　多级筛

（三）复合筛

与多段筛相似的设计思路，供应商发展了另一种复合筛。如图 4-34 所示，粗浆导入筛体后，首先在底部转动的筛板上进行筛选。良浆穿过筛板从良浆出口排出，留下来的粗渣拐弯向上进行第二次筛选。这样的组合同样有节约能耗和设备空间的优点。

三、高浓除渣器

高浓除渣器通常位于废纸碎浆后的第一工序，重点除去夹带在废纸原料中 4mm 左右粒

径以下的重质杂质。这些重质杂质典型种类有碎石、砂石、沙子、碎玻璃、书钉、小铁片等。由于这些杂质的相对密度为 1.5～8.0，在浆料浓度甚高（至 3.5%～4%）的环境中仍能由于离心力很大的缘故穿越浆层而得以有效分离。密度越大的杂质，分离的效率越高。图 4-35 表示 TBC 公司的高浓除渣器。浆料从切线方向进入进浆头，并且沿着导流头形成旋转的浆流。由于进浆口与出浆导管之间的压差，粗浆在旋转的同时向下，向心移动，而由于高速旋转而获得较大离心力的重质杂质就以垂直于锥体内壁的方向移动，又在重力的作用下相继聚集在锥体的下部，进入集渣室。集渣室的上下端各有一台气动闸阀，通过程序控制这两个闸阀联合动作完成间歇排渣功能。这种高浓除渣器把分离锥体做成两段，令杂质分离效果更好。这种高浓除渣器由铸铁制成锥体外壳，下锥体由于要与密集的杂质连续摩擦，因此衬有硬度很高耐磨性能很强的陶瓷套管。为了平衡浆料的冲击、减少设备的振动，这种高浓除渣器还在锥体的外壳灌注混凝土（举例见表 4-5）。

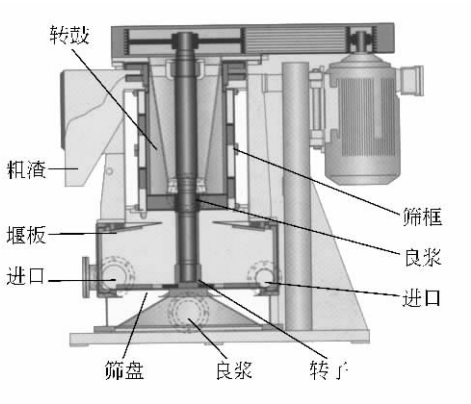


图 4-34　复合筛

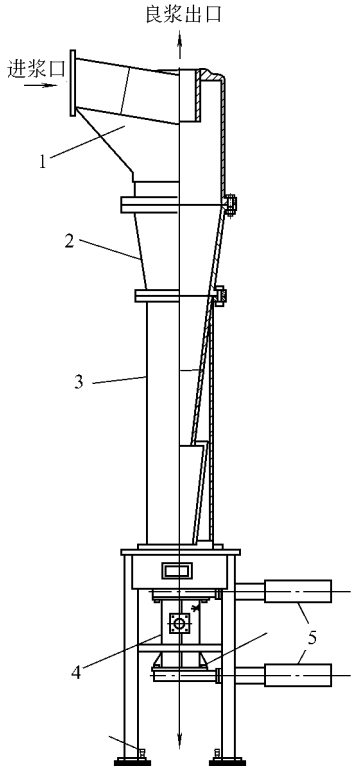


图 4-35　TBC 公司高浓除渣器

1—进浆头　2—上锥体　3—下锥体

4—集渣筒　5—气动闸阀

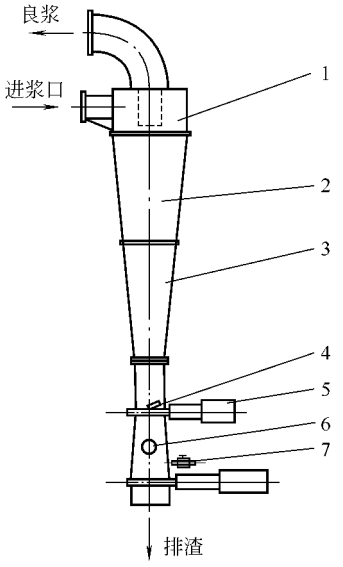


图 4-36　安德里茨公司的高浓除渣器

1—涡流头　2—上锥体　3—下锥体

4—冲洗水阀　5—气动闸阀　6—视镜

7—节浆水阀

另一种高浓除渣器用不锈钢材料制成。图 4-36 是安德里茨公司的高浓除渣器。可以看到，主要的工作部分与 TBC 公司的高浓除渣器很相似，下锥体也衬陶瓷套管。而上锥体和

进浆头则在不锈钢的壳体内衬耐磨的镍铬合金钢。

表 4-5　　几种高浓除渣器举例

供应商	型　　号	能力/(L/min)	进口管径/mm	出浆口管径/mm	设备高度/mm
TBC	No.20	7570～10700	DN250	DN200	4362
ANDRITZ	DR400/15	3100～4100	DN150	DN250	3347

第五节　浮　选　槽

一、浮选槽概述

浮选槽是废纸脱墨过程的核心专业设备。随着脱墨浆的广泛应用，对脱墨浮选槽的研究开发也与脱墨工艺研究齐头并进。各式实用型的浮选槽层出不穷。

浮选脱墨是移植浮法选矿工艺而发展起来的一门应用技术。由于大部分的印刷油墨是油基性物质，油墨粒子有明显的疏水性。通过表面活性剂的作用令大小不一的油墨粒子能被气泡捕集并浮托到浆面上，从而达到把油墨从浆料中分离出去的目的。

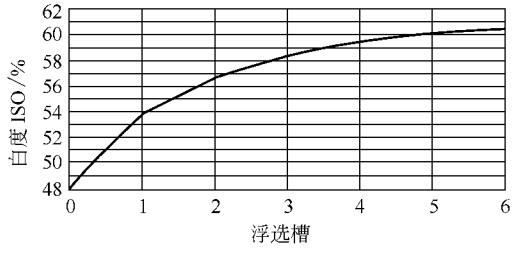


图 4-37　浮选白度增益曲线

大部分浮选槽由一段和二段组成。随着油墨从粗浆分离出来，经过一个浮选槽浆料白度可增加 1～4 个百分点，而在第一个浮选槽由于油墨分离的绝对量最大，白度增值也最大。到了第五、第六个浮选槽，由于浆中的油墨含量已经很小，浮选脱墨后的白度增升已经很小。在后面再增加槽体已经没有实际运行意义。因此，通常第一段浮选槽是由 5～6 个槽体串联。白度增升曲线见图 4-37。一段浮选槽排出来的油墨浮渣带有相当数量的纤维，把这些浮渣送到第二段浮选槽再进行浮选，二段浮选槽的良浆送到一段浮选的入口与未脱墨的粗浆合并，可以有效回收纤维。而二段浮选槽的油墨排渣就送往污泥脱水。

浮选脱墨是一种连续的物理化学过程，一般浆料在完成一次浮选需要 30～40s 的停留时间，这是浮选槽容积设计的基本依据。在保持足够大的工作容积的同时，还要求有相应大的浆料面积，以便浮起来的油墨渣子不至于太厚。

二、加 气 装 置

实用的加气装置主要有文丘里管型、孔板型和阶梯扩散型几种，而这几种装置都源于同一工作原理：利用高速浆流形成的负压把空气吸进浆料中。通过实验和生产实践的不断改进，这些装置能令空气与浆料充分均匀地混合，并且能形成理想比例的大中小气泡。图 4-38，图 4-39 和图 4-40 分别表示几种加气装置的剖面结构。利用浆流的速度引入空气具有结构简单、节约能源、容易控制等优点。

图 4-38 所示阶梯扩散器是一种常见的加气装置。不少大型浮选槽制造商如 E·W 公司(Escher Wyss)，Beloit 公司的加气装置都采用这种型式，浆料在流过第一级高速管道时吸入空气。在后续的 2～3 级的扩散管，浆料由于流道截面的突然扩大而产生强烈的湍流。这就

令抽入的空气迅速分散成数量巨大的小气泡。大部分小气泡直径在 10～50μm。图中的空气吸入管接到浮选槽的空气总管，而空气总管则安装流量计和控制阀，以便按照工艺需要改变吸入空气对浆料流量的比例。图中的扩散器底部是一个直角的急转弯。在上部形成的大规格气泡在撞击作用下可以破碎成更有效率的小气泡。

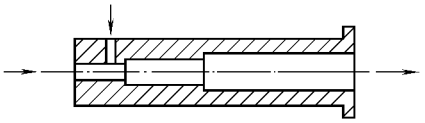


图 4-38　阶梯扩散器

孔板扩散器的工作原理与孔板流量计相同。当浆料以一定速度流过孔板时，在圆孔的下游即产生明显负压。利用这一负压把空气吸入浆料中。孔板的厚度和开孔直径要依据浮选槽工作能力，浆料流速，孔板前后压力差等工艺参数的设定进行精密计算。在孔板的后面还要安排一些分布元件，以便利用浆流的强烈冲击获取合适的气泡分布。图 4-39 是福伊特公司的孔板扩散器。单个扩散器的典型流量为 70～100 L/s。装在一个浮选槽里的扩散器数量是根据生产线总流量的实际需要进行安排的。最大型的生产线甚至在一个浮选槽里安装 10 个扩散器。

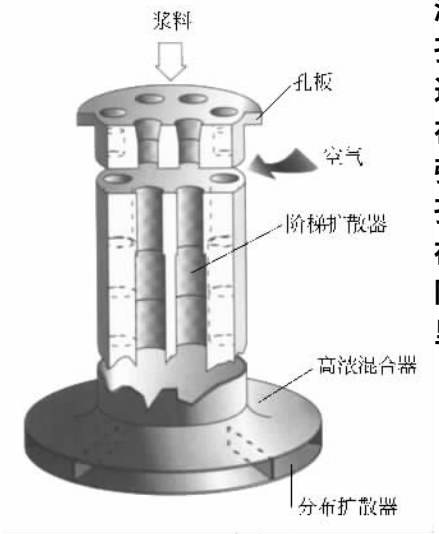


图 4-39　孔板扩散器

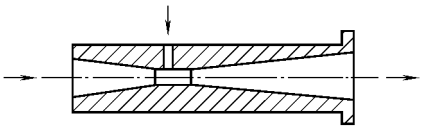


图 4-40　文丘里扩散器

文丘里管是广泛应用于化工过程的一种混合器，也有不少制造商把文丘里管用在浮选槽的加气装置。不同公司根据各自研究成果，在吸入空气的文丘里管后面也会设有具体的气泡分布元件。

几乎所有的加气装置都是造成有一定通过能力的基本单元，然后，按照总处理量的需要以几个一组的形式组合在一个浮选槽上。这首先是满足让含气浆料均匀地分布到体积颇大的浮选槽的需要，同时又能对加气装置进行精细设计、便于控制。

三、槽　　体

大多数浮选槽是敞开的结构。图 4-41 是现代应用较多的一种浮选槽。这种浮选槽的前身是圆形截面，近十年改为椭圆形的截面，一方面令物料液面加大，同时槽体的结构也得到了加强。椭圆形的截面还令进浆口与泡沫溢流的堰板距离拉大，这一点对提高浮选槽整体脱墨效果起了很好的作用。浮选槽主体部分的体积依据浆料停留时间确定。一般停留时间为 30～60s。计算公式为：

$$V = q_v \cdot t \tag{4-3}$$

式中　V——槽体的工作体积，m^3

q_v——浆料流量，m^3/min

t——停留时间，min

这种槽体的堰板可调节高度，以便适应不同工艺的需要。由于堰板尺寸比较大，在堰板的中部还造成菱形的加固条以增加堰板的刚度。

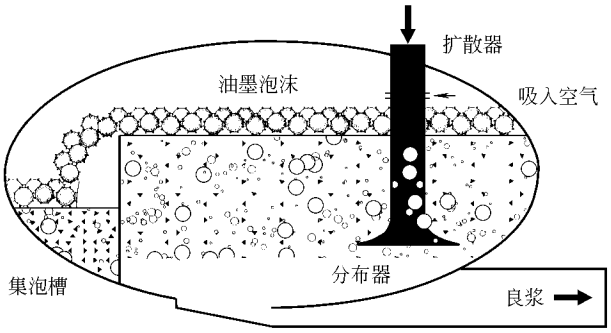


图 4-41　Eco-Cell 浮选槽（福伊特公司）

这种浮选槽将同一段的 5～6 个槽体连成一体，把每个槽体两端的封板合并成为一块隔板，既节约了材料，又节约了安装空间。在隔板靠近槽底的位置开设 500mm×400mm 的方孔，使成为相邻槽体之间浆料局部循环的通道。

良浆出口安排在槽底与泡沫槽相对的位置，这就令油墨的分离更加充分。

表 4-6 是 Eco-Cell 浮选槽的规格系列。Eco-Cell 浮选槽尤其适用于日产 200t 以上的大型脱墨生产线。两排浮选槽可以叠在一起安装。槽体的材料全部是 316 不锈钢。

表 4-6　　福伊特公司 Eco-Cell 浮选槽系列

规　格	1/38	2/38	3/38	4/38	5/41	6/44	8/44
喷射器个数及槽体长度/m	1	2	3	4	5	6	7
椭圆长径/m	3.8	3.8	3.8	3.8	4.1	4.4	4.4
生产能力/(t/d)	80	160	240	320	520	750	1000

图 4-42 是德国 E·W 公司 CF 型浮选槽的结构。这种浮选槽的扩散器分成 4 组，分别在切线方向将混合了气泡的浆料送进圆形的浮选槽里。槽体中间是一条 ϕ400～600 的溢流管。

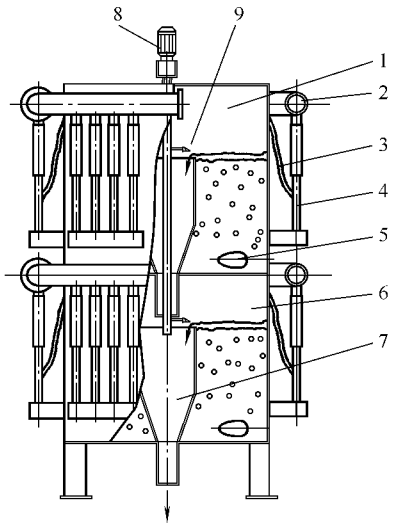


图 4-42　CF 型浮选槽

1—上槽体　2—进浆管　3—进气管
4—扩散器　5—良浆出口　6—下槽体
7—泡沫管　8—转动喷水管电机　9—喷嘴

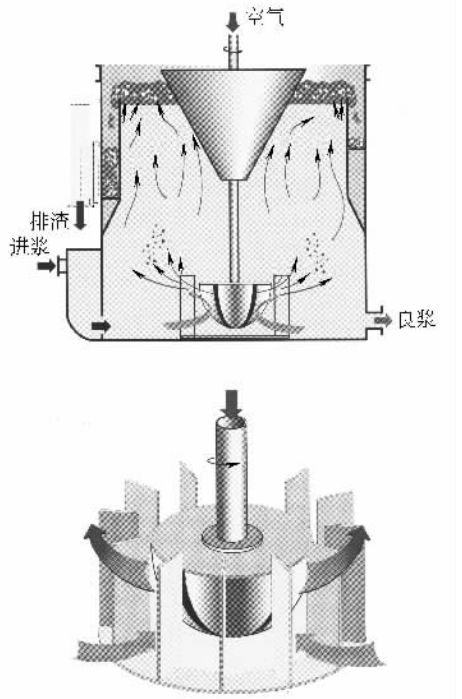


图 4-43　OK-浮选槽

浮到浆面的油墨渣从溢流管漫出去。良浆管则从槽底接出。CF 浮选槽一般是上下两个槽叠在一起。新发展起来的浮选槽从改善工作环境考虑，造成基本上封闭的直立圆筒，内部结构则与原型相似，还增加了旋转的喷水清洗装置。

另一种 OK-浮选槽结构比较简单，图 4-43 表示 OK-浮选槽的工作情况。图中转子类似离心风机叶轮。压缩空气通过转子的中空轴喷出，被高速转动的叶轮击碎并且与浆料充分混合。上浮的大小气泡便将油墨粒子带往槽体表面，所形成的油墨泡沫从边缘溢出。此种浮选槽浆料停留时间大约是 10min。

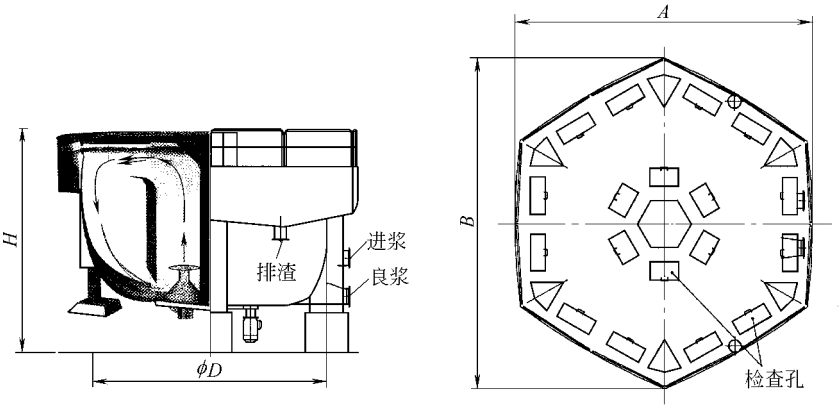


图 4-44　Must 浮选槽

还有一种 Must 浮选槽（图 4-44），工作原理与 OK-浮选槽相似。它把 6 个浮选槽的单体排列在一个圆形的槽体中。浆料用泵送入第一个槽体，被安装在底部的叶轮和进入槽体的压缩空气混合。在每个槽体中，浆料沿导流板上下翻动。部分浆料在槽内循环，其余则进入下一个槽体并且由该槽体的底部叶轮加入新的压缩空气，一个大浮选槽实际上就是串联的六个浮选槽，但是只需一台送浆泵。因此这种浮选槽是比较节能的。

在大多数开放式浮选槽设计以外，美国 Beloit 公司曾推出一种压力式浮选槽（见图 4-45）。当时美国流行过一系列压力式制浆设备，诸如压力筛、压力洗浆机、压力精浆机等。压力式浮选槽也应运而生，其工作压力为 0.1MPa 左右。实际上，液面上空的压力与液面下压缩空气的附加压力存在相互抵消的情况。因此，压力概念的优势并不明显，反而由于槽体要按压力容器标准进行设计而增加了设备费用。

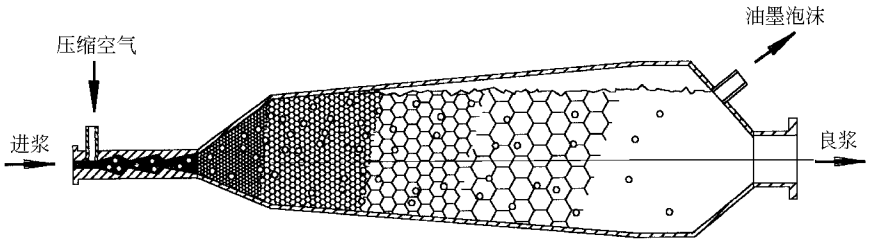


图 4-45　压力式浮选槽

四、附 属 部 件

（一）喷水管

浮选槽的喷水管是用来压抑泡沫的。在一段浮选槽第一个槽体及二段浮选槽的泡沫是最黏稠的。各种型式的浮选槽都把喷水管装在浮选槽的泡沫槽上方。

（二）刮板

与立式和卧式浮选槽匹配，用于清扫槽壁或堰板上缘的刮板也有垂直安装与水平安装之

分。刮板的转速一般为 2～15r/min，直径大的转速小。轴和支承板均使用不锈钢材质。支承板上装有塑料或者橡胶的软性刮板。垂直安装的刮板用于清洁槽壁的边缘，而图 4-46 的螺旋刮板则是为了把浮选槽液面上浓度和粘度都比较高的泡沫层刮到泡沫槽去。

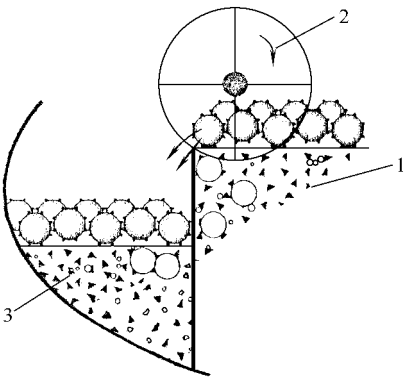


图 4-46　水平安装的刮板

1—脱墨槽　2—旋转的刮板　3—污泥槽

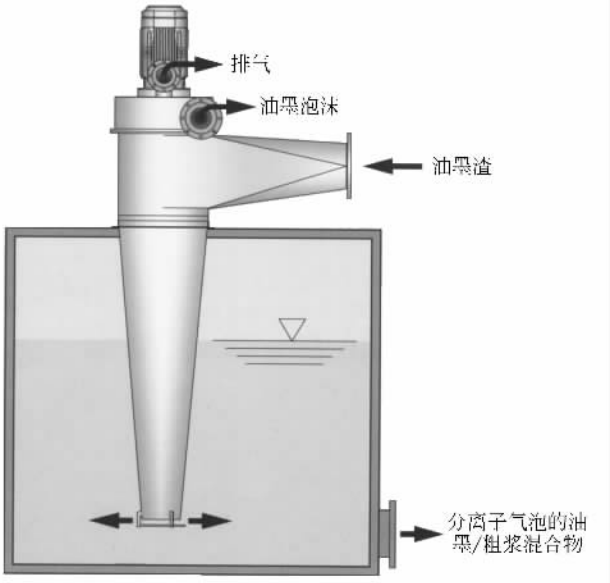


图 4-47　除泡装置

（三）消除泡沫的除渣器

一些浮选系统在把一段浮选的油墨泡沫送往二段浮选槽之前，先经过一台类似于除渣器的除泡设备。图 4-47 表示这种除泡装置的结构：尚未消泡的油墨泡沫连同部分良浆在切线方向进入锥体顶部。在离心力作用下，泡沫由于比水轻而聚集在除泡装置的中线顶部。在这里一个高速转动的叶轮将泡沫连续击碎、释出空气。一部分油墨泡沫单独排出，消除了泡沫的油墨与纤维的混合物就可以顺利地泵送到二段浮选槽。

第六节　热分散机和磨浆机

废纸制浆工艺研究的重要成果之一是发现在高浓（30%～35%）、高温（80～120℃）的条件下，用类似精浆机的设备对浆料进行强烈的搓揉可以有效地分散残存油墨粒子、热熔物和塑料类残存轻质杂质。热分散过程同时可以令浆料获得轻度精磨的处理效果从而改善浆料的均整程度和物理强度。用热分散机处理混合办公室废纸、电脑打印纸等非油性油墨粒子的浆料，可以有效提高后浮选的油墨粒子去除率。高浓是为了消除水载体的润滑作用，保证浆料以及油墨粒子类固体可以获得强烈的摩擦剪切。高温是为了使热熔胶、塑料片、油墨粒子等残存杂质软化，更容易经受分散作用。

热分散过程同时是一个能量传输的过程。通常热分散的功率输入量为 60～80 kW·h/t。这个数值随着处理浆料种类的不同，也随生产中工艺条件的变动而不同，是热分散机总体设计的最基础数据。现代的热分散机可有三种运行控制模式：定功率输入，比功率输入和人工手动控制。对热分散机的这三种基本控制模式也是针对功率传输的。定功率输入模式是将设备的功率消耗作为一个固定的给定值。不管运行中送进热分散机浆料的浓度、流量的变化，

系统根据电动机的瞬时电流讯号对磨片的进刀量或者搓揉机出口截面大小进行调整，保持过程的功率消耗亦即功率传输为恒定值。比功率输入模式则是将单位物料（吨）的功率消耗作为给定值，系统根据对进入热分散机浆料检测得到的流量、浓度和电流讯号来控制磨片的进刀量或者搓揉机出口截面大小。此时，系统的总功率输入是随浆料的绝干通过量变化而变化的，并且单位物料的功率消耗是维持恒定。人工手动的模式则是放弃自动控制，人为地改变和设定进刀量或者出口截面。

有漂白工序跟随在后的热分散机会在热分散机的进浆口加入漂白用的化学药品，利用热分散机的充分搅拌和功能同时起混合器的作用。

热分散机分成盘式和辊式两种类型。盘式热分散机的结构与盘磨机很相似。但是由于工作浓度高得多，传输的功率又很大，主要的工作部件定子和转子磨盘以及磨盘的齿要比普通磨浆机的磨盘强度要大得多。辊式的热分散机又分双辊和单辊两种。由于辊式热分散机的主要部件——啮齿形辊筒转速较慢，浆料在机体内蠕动也较慢，辊式热分散机又叫做搓揉机。两者之间的差异包括：盘式热分散机操作温度在 90～130℃ 间，而搓揉机操作温度低于 100℃。盘式热分散机的功率传输较高，为 50～80（甚至 120）kW·h/t，而搓揉机为 30～60（最高 80）kW·h/t。定盘和转盘之间的速差，盘式热分散机是搓揉机的 4 倍。只有两者的工作浓度都是 25%～35%。

一、盘式热分散机

盘式热分散机的结构见图 4-48。需要进行热分散的浆料经过浓缩和加热，浓度达到 30%～35% 而温度达到 85～100℃。由于进浆浓度高，在进入分散区前需要安排喂料螺旋。喂料螺旋造成是中空的，可便于分散区浆料温度继续升高时局部产生的蒸汽能有泄放的通道。浆料从定盘的中心孔进入分散区，通过分散齿的强烈剪切和搓揉而完成热分散作用。浆料在热分散区径向向外移出。如果需要在热分散之后降低浓度，可通过稀释水管注入稀释水。

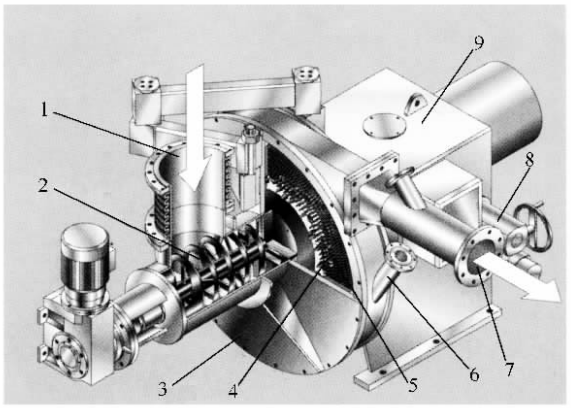


图 4-48　盘式热分散机

1—进浆口　2—喂料螺旋　3—壳体　4—定盘　5—转盘　6—稀释水　7—出浆口　8—转盘进退机构　9—主轴和轴承副

为了调节热分散的功率输入，大中型热分散机的转盘和主轴可在调节电机驱动下前后移动。这种调节系统根据主电机的功率输出（或工作电流）的信号，通过 DCS 系统与给定值对比后，控制调节电机的正转或反转，驱动转盘向定盘靠近或退出。

有些热分散机将加热蒸汽接到靠近定盘浆料的入口处。这种设计可省下整台加热螺旋。

有些浆料的热分散温度高达 110℃。这时热分散机的壳体就要按照压力容器的要求进行设计。

（一）转盘和定盘

盘式热分散机转盘的转速通常为 1500r/min，转盘和定盘的直径为 500～1000mm，均用球墨铸铁、镍铬钢等耐磨材料制成。

齿盘的齿型与疏解机的齿型很相似，靠近圆心的齿尺寸大一些，间距也大些，而靠近外

圆的齿尺寸小，间距也小。齿盘结构如图 4-49 所示。

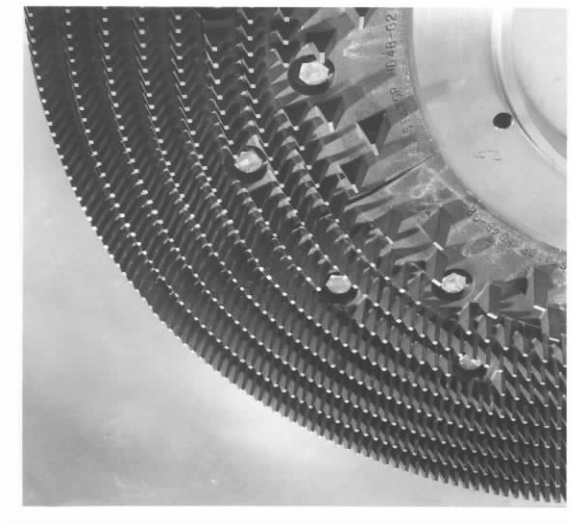


图 4-49　热分散机的齿盘

定盘和喂料螺旋都装在有铰链的端盖上。卸下端盖边缘上的紧固螺栓可以把端盖连同定盘和喂料螺旋旋开，以便检查和清洗齿盘。

转盘则装在底盘上。为了使动盘在浆料流量和浓度可能存在变化而引致动力的波动时保持稳定，底盘会造得比较厚。传动轴实际直径比按功率计算所需要的直径大得多，这样可以令整个转盘具有足够大的惯量。

（二）机壳和机座

传统的热分散机机壳都使用铸钢材料。使用铸钢的好处是部件质量大，吸收振动能力强，内表面更耐磨。最近有供应商生产的热分散机机壳改用合金钢板焊接而成。这种机壳质量轻得多，机加工量较少，但是对高频噪音的阻隔作用不如铸钢材料。

功率大的热分散机会在机壳上安装振动测量装置作为设备正常运转的保护装置。有些热分散机的机座上还安装间隙指示装置，帮助判断设备运行情况。

（三）转盘进退系统

在高速转动的主轴上有一个用润滑油润滑的轴套，轴套外圆做成是蜗轮螺纹并且与机座上的导轨配合，而轴套的两端面则镶嵌在主轴的限位轴颈上。当步进电机按照控制系统的输出信号正转或者反转的时候，电机带动蜗杆蜗轮系统转动，并且通过螺纹副令铜轴套向前或向后移动，从而实现主轴连带转盘向定盘靠近或离开。当转盘和定盘越靠近，浆料在齿盘之间的空间越小，浆料经受齿盘的机械磨浆作用以及浆料自己的摩擦搓揉作用迅速上升，主电机的功率输入也随之上升。根据热分散工艺的需要，可以通过定功率输入，比功率输入和人工手动控制三种操作模式来控制电机功率与转盘的位置。

在主轴做上述水平移动时，主轴联轴器要做出相应的补偿。一般热分散机采用齿式联轴器以解决这种补偿的需要。

（四）喂料和稀释系统

1. 喂料螺旋

盘式热分散机的喂料螺旋把浓度为 30%～35% 的浆料连续送入磨盘。有些喂料螺旋如同普通的运料螺旋，中间是一条悬臂的轴，轴上铸出或焊上螺旋叶片。另外一些喂料螺旋则是在外圆边上只有螺旋叶片，中轴的位置空出来让浆料前进，如图 4-50 所示。后一种喂料螺旋的叶片无论是强度、刚度和耐磨性能方面，制作要求更高，但是输送浆料的效率也更高。

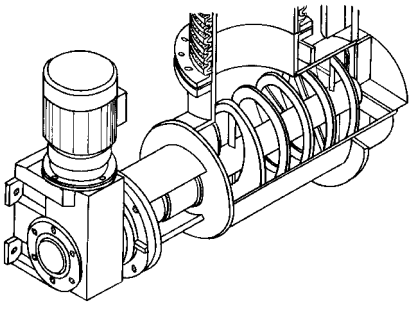


图 4-50　中空喂料螺旋

喂料螺旋的工作直径一般为 250～400mm，螺旋转速 350～500r/min。

2. 稀释系统

如前所述，热分散机的工作浓度一般在 28%～35%之间。热分散机的稀释有在分散区前和分散区后两种情况。在分散区前的稀释水管接在定盘中空的进料口前面。这种稀释是工艺和运行的控制手段之一。对中小型热分散机，在没有配备自动进退转盘装置的情况下，前稀释水阀由主电机工作电流进行控制，通过加入稀释水量的多少可以改变分散区内浆料的浓度，从而维持热分散过程稳定的功率输入。

在分散区后的稀释是为了适应下工段浆料浓度的需要，稀释水管接在机壳的顶部或者背部。但是，如果热分散后要求稀释水量较大时，在热分散机本体上也只能做初步的稀释。否则，大量的稀释水加入会造成机壳温差的波动，水力冲击也会造成额外的机壳振动。如果热分散机的后工序仍然需要高浓度的，就不配置稀释系统。表 4-7 列出热分散机几项技术指标。

表 4-7　　福伊特公司热分散机部分规格

规　格	HTD 150	HTD 250	HTD 450	HTD 700
生产能力/(t/d)	30～150	100～250	200～450	400～700
装机容量/kW	550	900	1500	2500
转速/(r/min)	1500	1000	1000	1000

二、辊式热分散机

辊式热分散机又叫搓揉机，工作原理与盘式热分散机相同。但是辊式热分散机的工作部件转速比盘式热分散机的转盘要慢得多。图 4-51 是一台打开了盖子以后的辊式热分散机俯视图。可以看见这种热分散机的外壳壁厚很厚，很牢固。主要的工作部件是一对互相啮合的反向螺旋。当这两条螺旋由减速箱出轴带动以相同的速度、相反方向旋转时，高温高浓的浆料在受到强烈的搓揉而完成对残余油墨的分散作用。两条螺旋在把动力传输给浆料的同时，还把浆料从落料口向出料口方向推进。

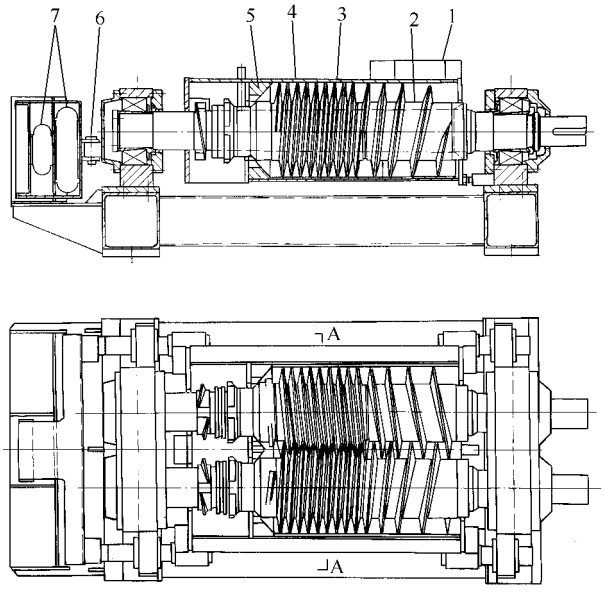


图 4-51　辊式热分散机

1—进料口　2—主轴　3—啮合的螺旋齿　4—机壳　5—挡浆耐磨环　6—销轴　7—加压和泄压气囊

(一) 啮齿的双辊

由于辊式热分散机的两条螺旋辊子传递的功率很大，单根螺旋的轴功率为 200～1000kW，而转速约为 750～900 r/min，因此主轴本身就造得很粗。大直径大质量的主轴可以有惯性大、吸收振动和负荷波动的功能。

双辊的前段对着浆料入口的部件是喂料螺旋。这些螺旋的螺距比较大，用作将高浓的浆料均匀地往分散区压送。

相啮合的螺旋沿径向切割成等分的缺口，如图 4-52 所示。这些缺口提供了浆料翻动搓

揉、摩擦和剪切以及向出料口移动的空间。这些螺旋齿在连续运转传递功率的过程中要经过巨大的摩擦，因此，螺旋齿造成轴套型式、用键或者压入的办法装在主轴上，以便在大幅度磨损的情况下可以更换。两个大型止动螺母是为紧固这两个螺旋齿的。齿面还进行渗碳处理，以延长螺旋齿的工作寿命。

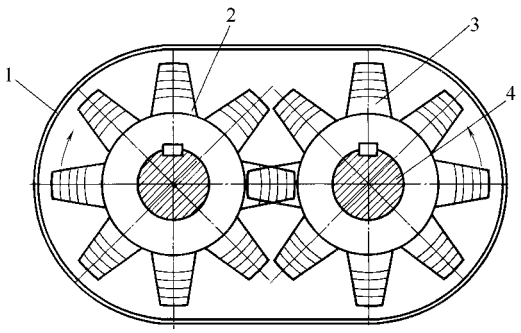


图 4-52　啮合的螺旋齿——图 4-51 的 A-A 剖面

1—机壳　2—左旋的啮合齿　3—右旋的啮合齿　4—主轴

从图 4-51 可以看到，双辊的轴承副是位于机壳的外面，在运转中两条轴的位置是固定的。

（二）调压系统

辊式热分散机的外壳装在两侧的滑动杆上，可以沿着两条螺旋齿的轴向移动。在热分散机入轴的相对端安排了加压气囊和退压气囊（图 4-51 中 7）。根据 DCS 控制系统的设定，当热分散过程需要加压（或加大功率输入）时，加压气囊充气，推动机壳连同上盖向入轴端移动，令出料口的截面变小，浆料排出受阻，留在机体内的浆料密度加大，分散过程强化。当热分散过程需要卸压或者准备停机时，加压气囊逐渐泄压，气囊对机壳的压力下降，机壳便自动向反方向移动，令出料口截面变大。浆料在机体内的约束包括密度下降，前进速度上升，功率消耗降低。退压气囊则是用于将机壳推向出料口截面最大的位置，这也是设备的空车位置。

（三）机身

1. 底座

由于热分散机的功率很大，处理高浓浆料的过程中振动的频率和振幅都很大，设备的底座要做得很牢固，并且用地脚螺栓固定在质量相当于设备质量数倍的混凝土基础板上。在基础板与基础之间还要放进经过计算选型的橡胶隔震块。

2. 机壳

如前所述，辊式热分散机的机壳造得很厚实。在保证足够强度的同时，还具有耐磨损、吸收震动的功能。

在浆料出口处，机壳镶衬着可拆换的耐磨块。浆料的入口套管和出口套管分别用耐温橡胶管与物料管连接。一方面是阻隔设备的震动，同时又允许机身沿轴向轻微移动。

3. 轴承副

轴承应选用重级系列的，而且在机外配套强制油润滑系统，以保证轴承得到充分的润滑。

（四）单轴搓揉机

图 4-53 是一台单轴搓揉机。图示的主要部件结构与双辊热分散机很相似，但是主轴转速更慢，仅为 300～400r/min。高浓浆料由主轴前段的螺旋送往分散段，经过巨型齿形对浆料进行强烈的搓揉而达到热分散的效果。工作过程的功率传输也是由改变出料口大小进行调节。



图 4-53　单轴搓揉机

三、低温分散机

与大量应用的热分散机不同，低温分散机不用蒸汽加热浆料。工作历程比热分散机要柔

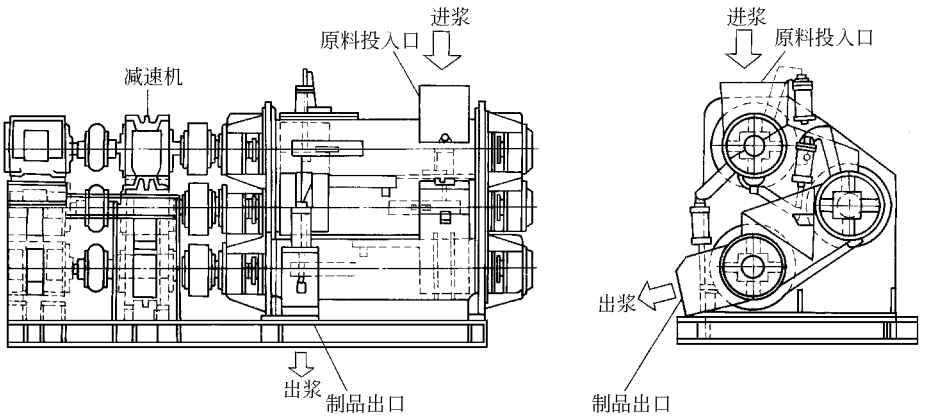


图 4-54　低温分散机

和。这种分散机通过特殊设计的叶片将分散在浆料中（特别是 OCC 原料）的粘胶物质揉成较大的絮团，这些规格较大的絮团在后续的缝筛可以得到有效的分离。有时可以在低温分散机中段加入化学药品以帮助热熔胶的聚合，改善浆料在分散机中的脱水和浓缩。图 4-54 表示这种低温分散机的结构。该分散机把工作段分成 3 段，目的是节约设备空间，降低分段的装机容量，同时可以令浆料有更好的混合。

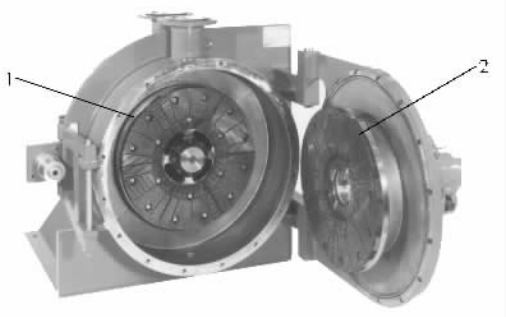


图 4-55　磨浆机

1—转盘　2—定盘

四、磨　浆　机

废纸浆磨浆机与木片磨浆机的结构很相似。但是由于不需要克服木片中纤维间巨大的粘结能量，单位物料所需要的功率转移远小于木片磨浆机。图 4-55 是一种用于废纸浆的磨浆机的结构图。从图可以看到，废纸浆磨浆机的主要工作部件也是定盘和转盘。浆料进入磨浆机的浓度约为 6% ～12%。由于工作浓度较低，进浆口不需要喂料螺旋，而是直接接到送浆管道。浆料在定盘的中心进入磨浆区并且向四周流出。转盘的转速一般为 1450r/min。转盘和主轴装有调节机构，可以按照需要调节盘片之间的间隙，从而改变磨浆的压力和负荷。

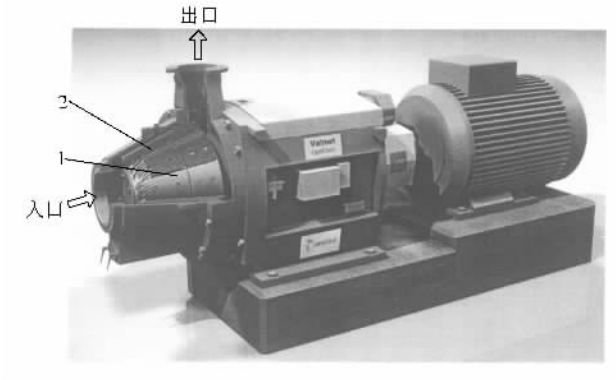


图 4-56　Opti Finer 锥形磨浆机

1—转盘　2—定盘

美卓公司的 Opti Finer 磨浆机把定子和转子做成很大锥度的磨盘。图 4-56

是这种磨浆机的结构。锥形结构的磨盘令磨浆区面积更大，大大提高了设备的工艺效率。此外，盘面与磨浆机主轴成一个夹角 α，齿盘间隙的调整就更加精密。因为当调节机构令主轴向前或向后移动一个单位距离 A 的时候，定盘和转盘之间的间隙只移动 $A\cdot\mathrm{Sin}\alpha$ 的距离。这是锥形齿盘磨浆机一个很突出的优点。

磨浆机的调节与前述盘式热分散机原理和结构都是一致的。也可以有定功率输入，比功率输入和人工手动控制三种操作模式。磨浆机主要技术指标如表 4-8 所示。

表 4-8　　福伊特公司磨浆机规格　　工作浓度 3.5%～6.0%

规　格	TF1E	TF2E	TF3E	TF4E	TF5E
磨盘直径/mm	457～610	660～813	864～1016	1067～1219	1270～1473
浓度为 4% 时的流量/(L/min)	200～2000	650～4500	1000～8800	2000～14500	5000～21000
转速/(r/min)	1000～750	750～600	600～480	500～400	450～400
功率/kW	315	500	900	1700	2500

第七节　漂 白 设 备

废纸浆的漂白当今比较流行的是使用氧化剂——过氧化氢进行漂白。过氧化氢漂白的主要工艺条件包括漂白浓度、温度、pH 值、化学品的种类和用量、漂白时间。从设备的角度主要是考虑材质——耐腐蚀的问题和容积——停留时间的问题。对于高浓漂白过程，还包括浆料与化学品混合的混合器和高浓浆料顺利排出的卸料器。作为塔体，无论废纸浆是高浓或是中浓的过氧化氢漂白都是在常压下进行的，因此，漂白塔的塔体都以常压容器的标准进行设计。但是大型生产线塔体会高于 10m，在塔的底部槽体要承受 0.1MPa 以上的压力。此时，塔体的设计施工需按压力容器标准进行管理。

在第七章将详细讨论纸浆漂白设备，这里只简单介绍废纸浆漂白的相关问题。

一、高 浓 漂 白

（一）高浓混合器

研究表明，过氧化氢漂白浓度在 30%～35% 之间时，相同工艺条件下白度增值可有令人满意的结果，废纸浆也符合这一规律。高浓混合器的工作任务就是将有限数量的漂白药液（质量比往往只是浆料的 1/40）浓度均匀地与被漂浆料混合。理论上如果漂白药液能被分散得与 90% 以上单根纤维直接接触，就可以令漂白过程得到保证。高浓混合器的工作浓度为 30%～35%。

废纸浆过氧化氢漂白的温度要保持 60～70℃，因此浆料进入混合器前要先用蒸汽加热至所需温度。

（二）高浓漂塔

高浓漂塔要提供一个足够的反应时间。废纸浆在塔内的漂白停留时间应为 1～1.5h，因此，漂塔的容积要根据生产线的产量进行计算。计算方法同第七章第五节式 7-12。废纸浆

浓度在 30％以上时，密度约为 450～500kg／m^3。

在 30％左右高浓的情况下，浆料的下降就像一个柱塞。因此漂白塔内壁要造得很光滑，内壁焊缝表面应进行打磨。高浓漂塔的底部安装高浓卸料器，令漂后的浆料能连续均匀地排出。其结构与其他纸浆的高浓过氧化氢漂白塔的卸料器一样。

二、中 浓 漂 白

中浓漂白指浆料在 10％～15％浓度的环境下进行漂白。对于大多数废纸浆，中浓漂白也能获得满意的白度。虽然化学品的耗用量要比高浓漂白过程高，但由于能省去高浓卸料器，一次性工程投资会比较省。

中浓漂白也需要将漂白化学品与浆料充分混合。很多生产流程将漂白放在热分散后面，而在热分散机浆料入口加入漂白化学药品，利用热分散机的机械摩擦、搓擦同时完成化学品的混合作用。

中浓的浆料在漂白塔内下降也是一种料塞的移动方式。为了减少架桥的机会，有把塔体做成底部大一些的锥体状，如图 4-57 所示。在塔底安排 2～3 个带稀释筒的搅拌器，把漂白后的浆料在底部稀释到泵送浓度（3％～4％）然后用泵送往下一工序。

稀释筒将稀释水导向搅拌器叶片的背后。由于被搅拌的浆料就是在搅拌器背后进到叶片区的，在这里加水可以得到最直接和均匀的稀释效果。

图示的中浓漂塔亦可用于 25％～30％的较高浓度漂白。此时，塔底加入的稀释水量要大得多。

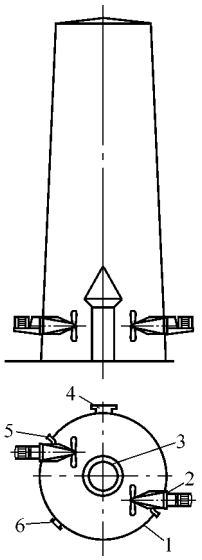


图 4-57　中浓漂塔
1—塔体　2—搅拌器
3—中心部件　4—出浆口
5—稀释水接口
6—液位计接口

第八节　水处理及污泥脱水处理

废纸制浆生产过程需要大量的水作为载体，而废纸原料中夹带的可溶性和不溶性废物，以及部分小纤维和填料都随同水在系统中运转。有效地分离这些杂质，不但是保证废纸浆质量的重要保证，经过处理后的清液还可以大部或全部回用，从而节省大量的水资源。图 4-58 是脱墨浆生产线典型的水平衡图。连同抄纸生产在内，整个系统清水耗用为 10～15m^3／t 纸。废纸原料一般干度为 88％～90％，在进入碎浆系统的时候，需要加入 24～25m^3／t 浆的水，以便在碎浆筛选后浆料稀释到 3.5％～4％的泵送浓度。在后续的工序浆料需要陆续稀释，这些稀释水可以在水处理的前回路得到补充。后回路的水质量更好。从图中还可以看到，流程中每浓缩一次，便有 10～20m^3／t 浆的滤液分离出来。这些数量巨大的滤液既可以直接送到前端使用，也可以经过气浮处理成为澄清水再重复使用。

非脱墨废纸浆生产线的水处理与脱墨浆生产线的大体相似，水载体在循环使用的过程中，首先在碎浆工序起稀释和成浆的作用，再经过各种筛选、净化之后的浓缩过程起洗涤的作用。在水处理过程中除了起到将固体废料排出系统之外，还令生产污水得以澄清再生而回用。

图 4-59 表示气浮水处理的工作系统。需要处理的污水从污水槽用泵送往气浮池。在进

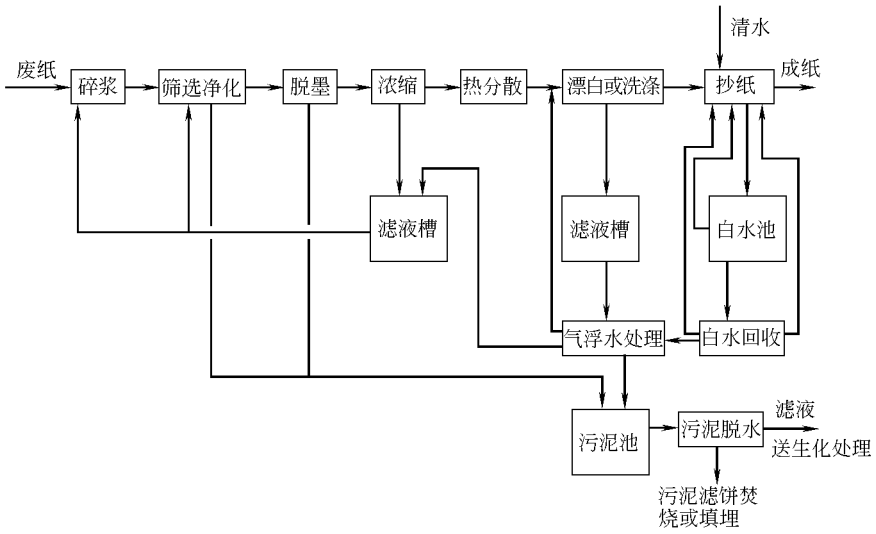


图 4-58　**废纸脱墨浆生产水平衡**

入气浮池之前先加入合适的阴、阳离子絮凝剂，同时通过释放阀把含有大量微气泡的溶气水加入需处理的污水。然后污水在气浮池里得到一个稳定和低速的流动环境，污水中的固体悬浮物在絮凝剂和微气泡的联合作用下浮到水面形成浮渣。澄清了的水大部分回到工艺过程，小部分经过高压的溶气泵和溶气管（或溶气罐）产生溶气水，再回到气浮池。浮渣和沉渣则集中到污泥槽然后送往污泥脱水。

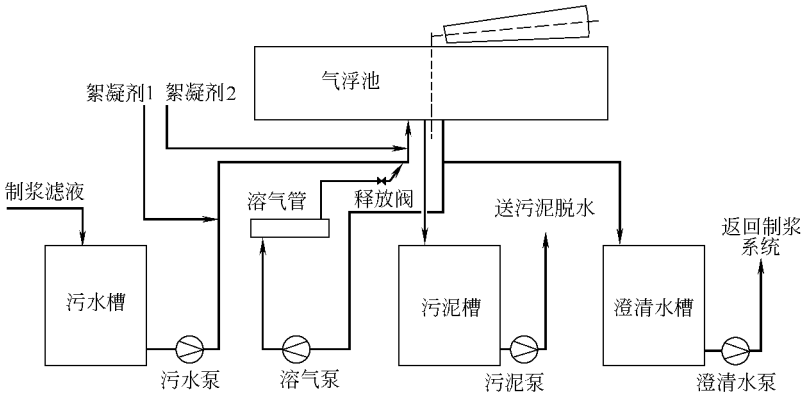


图 4-59　**气浮水处理系统图**

一、加 气 装 置

气浮的水处理系统是利用絮凝剂的凝聚作用把循环水中携带的小纤维、填料一类固体悬浮物絮聚成较大的絮团，而这些絮团的表面电荷和表面活性又倾向于与直径为 $10\sim100\mu m$ **气泡相结合，然后由气泡承托上浮到液体的表面，聚集为浮渣。所以气浮池的关键部件之一是加气装置。图** 4-60 **是一种称为溶气罐的加气装置。部分气浮处理后的澄清水由一台加压水泵以** $0.8\sim1.0MPa$ **的压头从溶气罐的喷射器** 2 **送入溶气罐，相同压力等级的压缩空气在喷射器与送进的澄清水充分混合。在压力的作用下大部分空气溶解到澄清水中。此时的澄清水就称为溶气水，经过管道送到气浮池循环水入口。当** $0.8\sim1.0MPa$ **压力的溶气水经过释放阀时，压力的骤降令溶解在水中的空气游离成大量微型气泡。**

溶气水在溶气罐里有一定的停留容积和停留时间，可以有助于空气在水中的溶解。溶气罐可以按普通压力容器的标准进行设计。

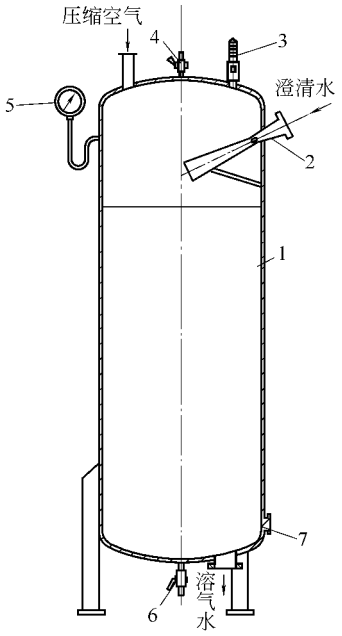


图 4-60　溶气罐

1—罐体　2—喷射器　3—安全阀　4—放空阀　5—压力表　6—排污阀　7—液位计接口

二、布 水 系 统

需要处理的循环水在添加了絮凝剂和溶气水以后，需要均匀而缓慢地进入气浮池。固体物料的絮聚和被气泡托着上浮都要有一个相当平静的环境，因此，气浮池的进水要通过细心设计的布水系统，以一种几乎是零的相对速度进入气浮池池体。图 4-61 表示其中的一种布水系统。缓慢转动的布水器在转臂的后缘均匀地导出循环水。布水器里面有若干分隔，流道要经过水力学计算。良好设计的布水器可令沿径向流进气浮池的水每一点的速度都很接近，与布水器的旋转速度相抵消，进入池体的循环水对于原有在池里正在处理的水几乎是相对静止的。

经过气浮分离后的澄清水当然要排出气浮池。澄清水的收集管设计与布水器相仿，也是要保持尽可能小的相对流速，以避免对固形物的凝聚和上升产生过大的扰动。

另一种布水/排水的形式见图 4-62。当循环水与溶气水混合后，在池子的中心管以较低的速度进入气浮池。降低此处流速的办法是将出口管的直径做得大一些。进到气浮池的循环水立即就沿着径向向圆池的外周边流去。而随着圆周截面的逐渐扩大，水流的径向速度迅速下降。在这个过程，循环水中的固形物有足够的时间上浮到水面，而分离了大部分固形物的澄清水慢慢地流过池底然后漫过圆圈形的堰板排走。

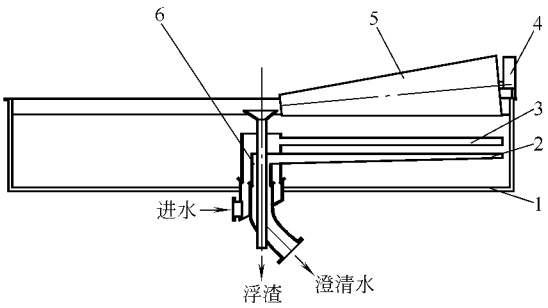


图 4-61　气浮池布水系统

1—槽体　2—集水管　3—布水管　4—行走机构　5—泥斗　6—排泥管

三、气浮池槽体

大多数气浮池都是圆形的池子，如图4-62 所示。需要处理的循环水经过布水器在半径方向或者从中心管流入气浮池。部分圆形气浮池规格如表 4-9 所示。

表 4-9　　MERI 公司 DELTAPURGE NG 型气浮池部分规格

型　号	处理能力/(m^3/h)	槽体直径/mm	型　号	处理能力/(m^3/h)	槽体直径/mm
3	20～25	2400	105	690～850	13500
14	90～110	5175	180	1200～1480	17820
36	230～280	8120	230	1500～1800	20000
50	330～410	9800	350	2240～2760	24300

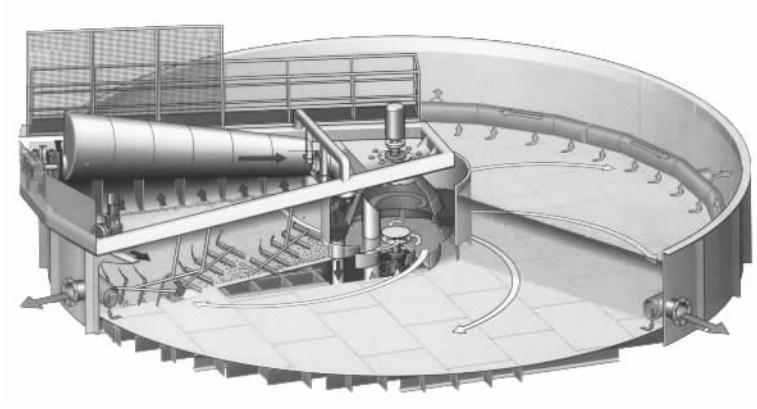


图 4-62　平流式圆形气浮池

另一种气浮池槽体是长方形的池子（图 4-63）。图示左边是布水器。高压的溶气水在多个释放阀后面压力突然降到零，溶解在水里的空气便游离成巨大数量的微气泡。已经混合了溶气水和絮凝剂的循环水在布水器沿池子的横向均匀地进入气浮池。在循环水逐渐向右边流去时，气泡和絮凝剂的联合作用令水中的固形物浮到水面并且由往复行走的刮泥板刮到右边的排泥槽。澄清水则在气浮池底部由集水管导出。长方形气浮池的结构简单，运行可靠。

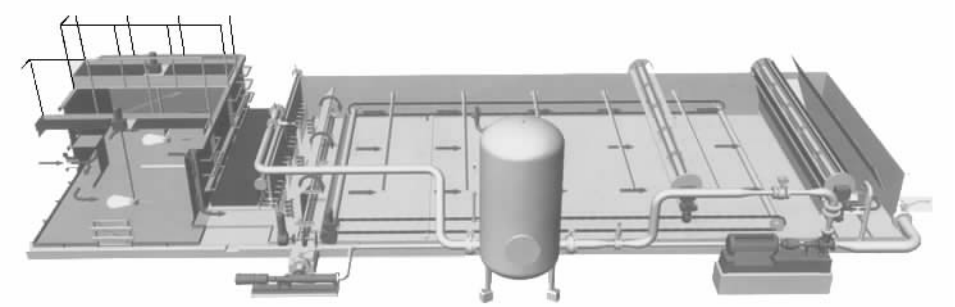


图 4-63　长方形气浮池

四、排 泥 系 统

方形气浮的刮泥板是一套结构简单的往复行走的装置。当刮泥小车向前走的时候，刮泥板下垂到贴近水面并且将浮渣刮向排泥槽。当小车回程的时候，有一个专门的机构把刮泥板略抬离水面。另一种刮板是装在循环运行的链条上，这时的刮板将随着链条一起回转运动。当刮板走到底边时，便将浮在液面的污泥刮向排泥口。

圆形气浮池的排泥系统比较典型的结构如图 4-62 所示。它是装在以池子中心为轴的旋转小车上。转动的泥斗有 2～3 片泥勺，在前进的时候把浓度约为 4%～8%的浮渣刮起并倒到泥斗中心的排泥沟，浮渣然后流到池子中心的排泥管。

圆形气浮池的另一种排泥的办法是把刮泥块装在沿池壁面行走的四根转臂上。浮到池面的浮渣被逐渐地拨到排泥斗排出池外。

五、污泥脱水设备

经气浮处理排出的浮泥主要成分是废纸中的填料和细小纤维。这些浮泥与脱墨污泥（主要成分是油墨、填料和纤维）混合后，浓度一般为 1%～2%，经脱水后污泥的干度可以达到 20%～30%乃至 50%以上。这些干的污泥通常被拉到偏远的地区填土，或者送到焚烧炉燃烧，产生蒸汽。无论是哪一种处理，从运输、处理的成本来说，干度是越高越好的。

废纸生产线的污泥与生物化学污水处理的污泥不但化学组成不一样，而且含有约 5%～10%纤维。纤维的存在对改善絮凝效果和滤水性能都有好处。污泥的灰分也是污泥脱水的重要工艺因素。

常用的污泥脱水设备有双网压滤机，重力脱水机和螺旋压榨机。

（一）双网压滤机

双网压滤机由两张聚酯网夹带着需要脱水的污泥物料经过楔形区、S 区和压榨区，其结构类同双网挤浆机。由于两张网对污泥物料的挤压压力不断增加，污泥滤饼的干度逐渐增加。双网压滤机排出的污泥滤饼的干度可以达到 20%～25%。不少双网压滤机还利用上网的回程的水平段作为重力脱水区，把送来的污泥从浓度 1.5%～2%初步脱水，浓度提高到 3%～4%。也有在双网压滤机的机架上方加装一套重力脱水的单网，以便对浓度较低的污泥进行预浓缩（图 4-64）。双网压滤机的结构、部件功能将在第五章第四节中讨论，部分双网压滤机技术指标如表 4-10 所列。

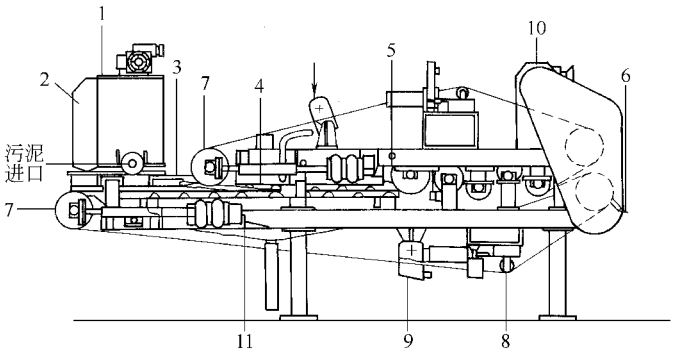


图 4-64　双网压滤机

1—污泥—絮凝剂混合器　2—污泥入口　3—重力区　4—楔形区　5—压榨区　6—滤/饼排出　7—张紧辊　8—调偏辊　9—洗网箱　10—传动部　11—滤液盘

表 4-10　　Meri 公司双网压滤机

型　　号	500 S5—NF	1200 S5—NF	2000 S5—NF
装机容量/kW	1.5	2.2	4.5
平均流量/(m^3/h)	3～4	6～8	10～13
网宽/mm	600	1300	2100
网速/(m/min)	1～6.5	0.9～5.8	0.7～3.6
质量/t	2.2	3	6.8
最大尺寸/mm	4070×1540×1900	4150×2400×1960	4970×3280×2190

（二）重力脱水机

重力脱水机是污泥脱水机的重要设备之一。奥地利安德里茨公司的重力脱水机可以有效地把污泥的浓度从 1.5%～2%提高到 14%～15%。重力脱水机的结构如图 4-65 所示。

单张的聚酯网以 10～20m/min 的速度运行。混合了絮凝剂的污泥在流送箱出口均匀地铺洒在网面上。由于机架上承托着网面的脱水元件的帮助，大量的滤液从污泥分离并穿过网面流出来。在离开流送箱 1m 左右的距离，污泥浓度已经上升到 4%左右并且随着网前进继续脱水。网面上悬架着 4～5 排错列的犁耙将越来越浓的污泥翻起来，以便已经凝聚的污泥能多次更新接触网子的面，令污泥脱水的效率大幅度提高。

重力脱水机的工作宽度反映了设备的工作能力，一般的设计能力是 15kg 绝干污泥/(m·min)。重力脱水机的工作长度一般是 6～8m。长度与处理物料的种类、生产能力有关。滤水速度较慢的物料、产量更高的设备，需要更大的工作长度。

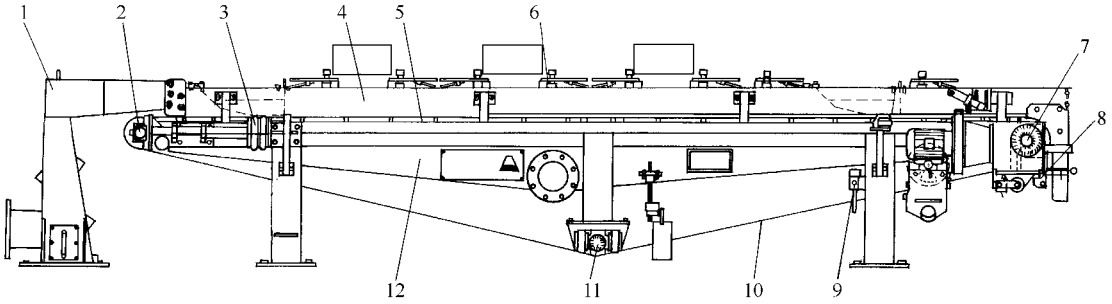


图 4-65　重力脱水机

1—网前箱　2—张紧辊　3—张紧气囊　4—侧板　5—刮水板　6—翻动插管　7—传动辊　8—刮刀　9—限位开关　10—聚酯网　11—调偏装置　12—接水盘

与双网压滤机上下网运行机构一样，重力脱水机的前辊筒就是传动辊，后辊筒是张紧辊。在网子的回程有一根调偏辊，网子定位的检测元件送出讯号，然后由气囊控制调偏辊的一端作相应的前后滑动，令网子的运行始终保持在正常的范围内。在网子的回程还装了高压清洗的喷水管。喷水清洗对保持重力脱水机的工作效率很重要。

由于污泥及其滤液具有腐蚀性，重力脱水机的机架采用不锈钢，辊子使用包胶的辊筒，其他脱水元件都是使用工程塑料等高强、耐腐蚀材料。

（三）螺旋压榨机

与重力脱水机配套使用的螺旋压榨机由于能对污泥施加强力的挤压，滤饼的干度可以达到 50％～55％。但是，螺旋压榨机的滤液浓度比双网压滤机的滤液浓度高。用于污泥脱水的压榨螺旋结构上与纸浆的压榨螺旋基本上是一样的。

第九节　原料和废渣处理设备

废纸原料在收集和分拣之后，为了节省运输空间，总是用打包机几百公斤一捆地打包成捆。打包的时候，一方面松散的废纸连同可能夹杂的各种废料一起被紧缩得很紧密，同时还要用 2～3mm 直径的铁丝紧紧地捆牢。当这些纸捆被运到废纸生产线准备投料的时候，首先要剪除铁丝，其次要把松紧不一的纸捆弄散。捆绑纸捆的铁丝要尽可能彻底地除去，以免对碎浆机后的浆泵和其他制浆设备造成损伤。生产规模小的可以人工剪除，而日产 400～500t 乃至 1000t 的废纸生产线就难以用人力去处理这大量费力的工作。处理纸捆的专用设备已经实际应用在生产中。

与专用设备代替人力处理大宗废纸原料相对应，废纸生产线排出的废渣也由于数量和体积的庞大，特别是在日产 500t 以上的大型废纸生产线，同样很难想象使用大群人力去进行处理。第八节曾提到高效的污泥螺旋压榨机可以将污泥压榨至 55％的干度。而从碎浆机排出的塑料薄膜等大规格粗渣也需要有专用设备进行脱水和压缩打包。

一、剪 铁 丝 机

现代化的剪铁丝设备是一种全自动的操作装置。当纸捆被放在进料的皮带上后，纸捆自动行进到工作位置并停下。像锯齿一般的铡刀从顶面和一个侧面压向纸捆，捆绑纸捆的铁丝

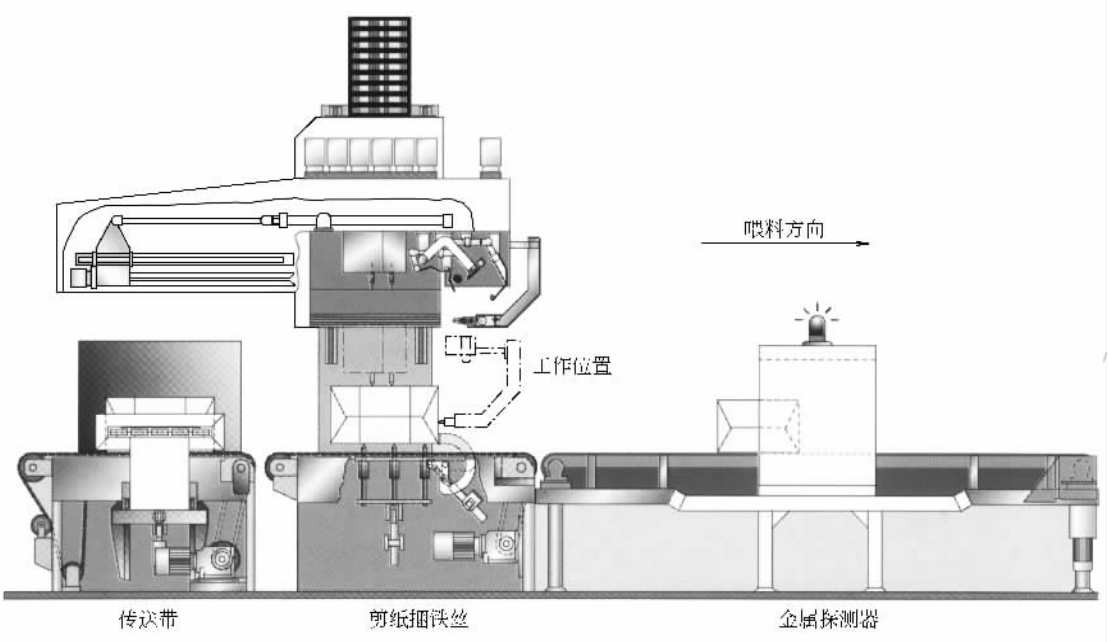


图 4-66　剪铁丝机

便被一一铡断。接着在纸捆前后两面的铁勾伸出并缩回，便将铁丝扯离纸捆并带进绕丝的小室。在小室长短不一的铁丝被一个高速转动的机械手绕成小卷。陆续排出的铁丝卷还可以集中压缩、打包成紧密的铁丝块。去除了铁丝的纸捆又被自动地送到装料的运输机去。图4-66 是剪铁丝机的一种。该型设备的生产能力可达到每小时剪 140 捆，处理的纸捆最大尺寸可达 900mm×900mm×500mm。

二、纸捆松散装置

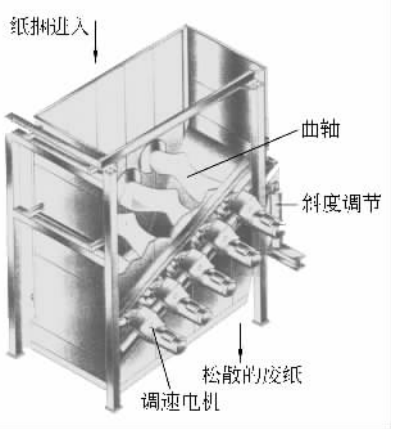


图 4-67　纸捆松散装置

图 4-67 表示一种纸捆松散装置。减速箱带动造型扭曲的松散辊以很低的速度转动。粗犷的翻滚和剪切作用令粘得很紧的纸松散分离，较小规格和松散的纸片便从辊筒之间的间隙掉下，而更大的纸团继续在辊面翻动直至松散到足够小的规格。

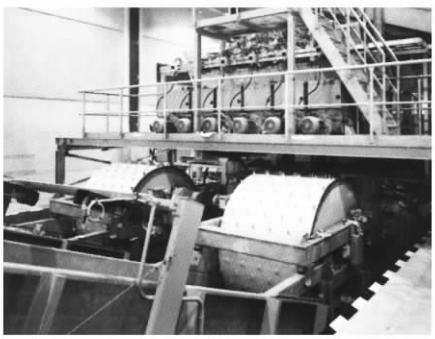


图 4-68　纸层铺平器

三、纸层铺平器

在废纸装载到运输机上去的时候，纸层会有堆垛不平、厚薄不均的情况。为了维持送到碎浆机去的废纸流量更加均匀，在运输机上可以安装一个纸层铺平装置，如图 4-68 所示。这种铺平装置的主体是一个转速约为 5r/min 的转鼓。转鼓的表面焊有若干铁棒。转鼓就装在运输机的上空。如果纸层太厚时，慢速转动的转鼓可以把高出的部分推向后方，直至填补较薄的纸层。

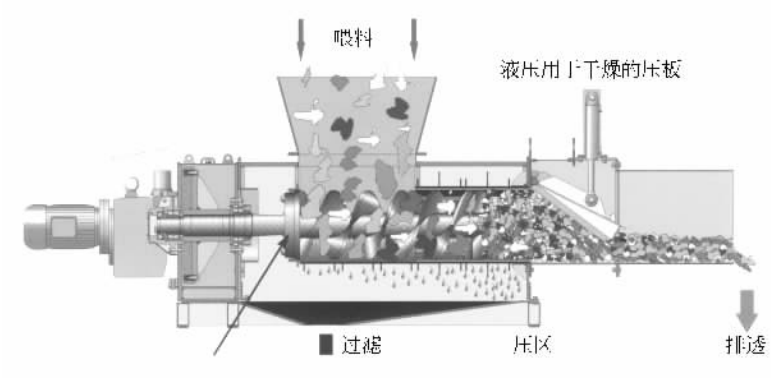


图 4-69　废渣压缩机

大型废纸浆生产线每天要产生几十吨轻重杂质。有些塑料类的轻质杂质很松散，在运出厂区之前需要经过压缩和脱水。图 4-69 表示一种废渣压缩机。通过变螺矩螺旋和筛框的配合首先把废渣夹带的水分挤出去。在废渣出口处有一块液压控制的挤压板，可以把松散的杂质压榨得很紧密。有的压缩机设计成板框过滤机的模式。往复移动的活塞可以把松散和有弹性的废渣打包成非常紧密的。

第十节　废纸脱墨制浆生产实例

一、美国 AFR 纸浆厂

美国 AFR 纸浆厂位于弗吉尼亚州菲尔蒙特市，是日产 600t 办公室废纸商品浆生产厂。该生产线经过 1500 万美元投资的改造，于 1998 年 5 月重新投产。改造内容包括主流程，水回路，化学品制备等。

图4-70表示该生产线的设备布局 :奥斯龙转鼓碎浆机-粗浆池-奥斯龙高浓除渣器-奥斯

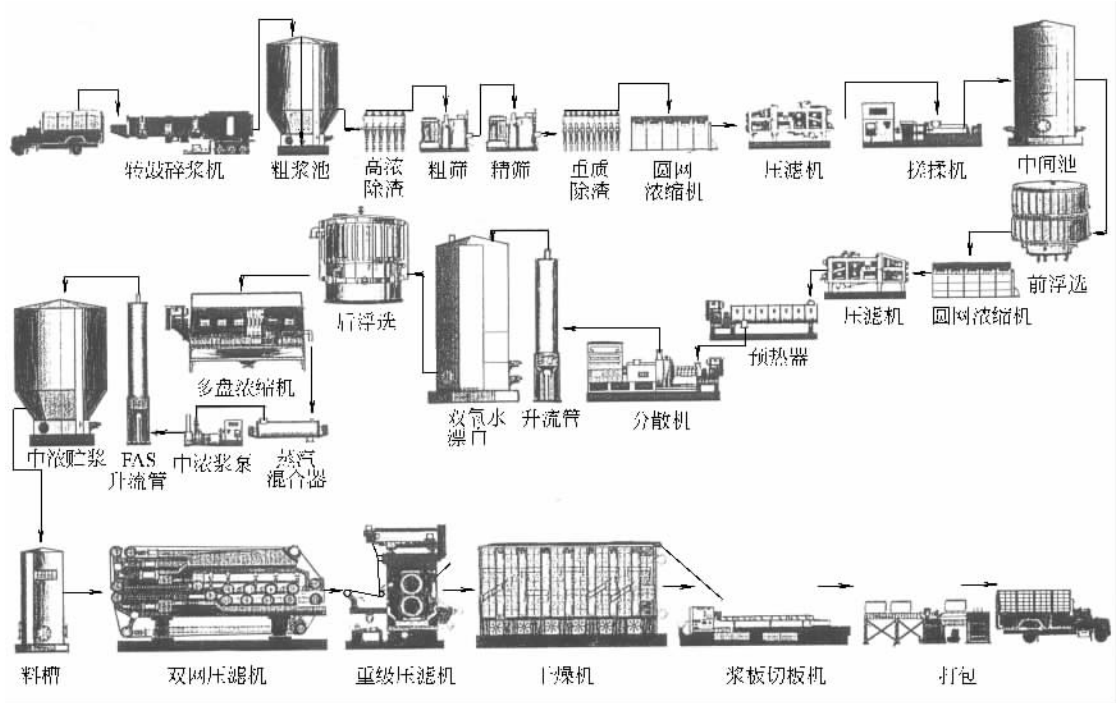


图 4-70　美国 AFR 纸浆厂生产流程

龙圆网浓缩机（DS2-10-400）-安德里茨双网压滤机（3.6m）-MDR 热分散机-中间浆池-福伊特·苏尔寿 CFC 浮选槽-奥斯龙圆网浓缩机-安德里茨双网压滤机（3.6m）-克里玛（Krima）分散机-漂白塔-卡玛（Comer）浮选槽-塞力科（Celleco）多盘浓缩机-蒸汽混合器-中浓浆泵-升流管-高浓浆池-安德里茨双网压滤机和重型压滤机-ABB 烘干机-维美德（Valmet）切浆板机-克兰斯顿（Cranston）打包机。

生产线有三条水循环回路，使用 Poseidon 气浮池。污泥脱水系统用安德里茨的重力脱水机和双网压滤机。污水处理系统是 USFA 公司的初沉池，平流生化反应器和二沉池组成。

从图中可以看到该生产线在前段连续使用一系列筛选净化设备，集中完成了对轻重杂质的净化分离。然后两次浮选脱墨之前均布置了搓揉机或热分散机。由于有两次高浓的段落，就需要有两次浓缩及其附带的水处理回路。在后浮选的前后各有一道过氧化氢漂白和还原（FAS）漂白。从后浮选到重型压滤机，是又一段提高浓度的工艺过程。脱水的过程也是对浆料再一次洗涤的过程，这也是第三个水循环回路的工作位置。这条生产线两次浮选脱墨，两次高浓热分散，三次浓缩/洗涤的组合，形成十分高档的成品质量：白度 78%～86%，大部分产品的尘埃度和粘胶物为 0～5mg/kg（Tappi）。这样的商品浆可直接用作涂布白板纸的面层。

二、福建南平纸厂日产 500t 脱墨浆生产线

南平纸厂日产 500t 脱墨浆生产线为配合该厂新建成 5600mm 新闻纸机的供浆需要而建成。2002 年 8 月试车投产。这条生产线是南平纸厂的第二条大型脱墨生产线。主要设备的搭配包括：奥斯龙公司 FF375 转鼓碎浆机，福伊特-苏尔寿公司的 Ominisortor 粗筛和复合筛，福伊特公司的 ECO-浮选槽，0.15mm 筛缝的精筛。浓缩设备包括 DF5219/18 多盘浓缩机（盘面直径 5.2m）和 SCP1407 型螺旋挤浆机。盘式分散机是 HTD700 型。150m^3 漂白塔结构与本章图 4-57 的相仿，漂白浓度为 30%，漂白后面的后浮选槽规格比前浮选小一些，与前浮选槽叠起来安装。

三、德国海德尔纸厂 380t/d 脱墨浆生产线

德国 Haindle 纸厂 1998 年投资 8 亿德国马克建设了一套年产 40 万 t 低定量涂布纸的生产线，使用 25%废纸浆、磨木浆和硫酸盐浆作为配比。海德尔纸厂的目标是在不降低产品质量的基础上增加回用纤维的使用量。整个生产线还包括水处理、废渣和污泥处理系统。浆料制备和纸机的水回路完全分离。使纸机有效地摆脱了胶体和溶解性污染物的困扰。



图 4-71　德国 Haindle 纸厂的浮选槽

该废纸浆生产线使用含家庭回收废纸的废纸浆，产量为 380t/d。主要设备包括Ⅰ、Ⅱ段浮选，使用从第二段顺流进料的 2 级浮选法；Ⅰ、Ⅱ段分散；带有 C-bar 技术的 LC 缝筛，筛缝宽度为 0.2mm，在粗筛的后段对粘胶物进行悬浮。图 4-71 为Ⅰ段浮选（右边）和带有胶粘物浮选槽的Ⅱ段浮选（左边）的现

场，图 4-72 为 HTD700 型分散机。

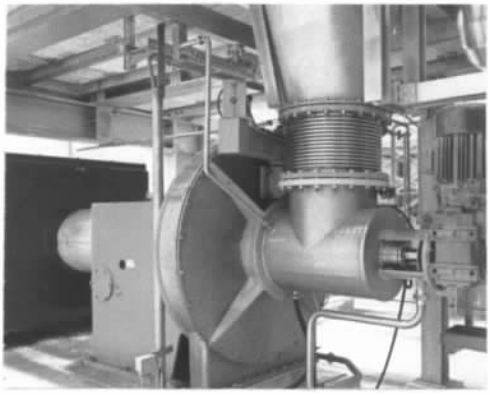


图 4-72　德国 Haindle 纸厂的热分散机

参 考 文 献

1 ［加拿大］G. A. 斯穆克著. 曹邦威译. 制浆造纸工程大全. 北京：中国轻工业版社，2001

2 轻工部广州轻工学校，福建轻工学校合编. 制浆造纸工艺及设备. 北京：轻工业出版社，1984

第五章　洗涤与浓缩设备

第一节　概　　述

一、洗涤与浓缩设备的分类

由于洗涤与浓缩设备的类型比较多，分类的方法也比较多，有按设备的工作原理和工作特性分类，有按设备在过滤中产生压力差大小和生产方法分类的，为了方便，本书是按设备出口浓度大小和洗涤原理进行分类。

（一）低浓洗涤浓缩设备

这类设备主要包括圆网浓缩机、落差式浓缩机和网式浓缩机等。这类设备的共同点是利用液体的重力，即滤网内外液体的液位差进行过滤脱水，适应进浆浓度在1%以下，出浆浓度在10%以下的纸浆浓缩脱水，脱水量大，要求滤网阻力小。这类设备主要用于纸浆的浓缩，由于其进出浆浓度比较低，洗涤效果差，很少有用于纸浆洗涤的。

（二）中浓洗涤浓缩设备

如真空洗涤浓缩机、压力洗涤浓缩机、水平带式真空洗浆机等。这类设备的特点是利用真空或压缩空气在滤网内外所产生的压力差进行浆料的洗涤和过滤脱水浓缩。其进浆浓度1%～4%，出浆浓度10%～17%，可用于纸浆的洗涤，又可用于纸浆的浓缩，被广泛采用。

（三）高浓洗涤浓缩设备

如螺旋、双辊、环式双筒、双网挤浆机等，这类设备主要是利用机械挤压作用在滤网两侧产生比较高的压力差进行洗涤浓缩脱水的。其进浆浓度在3%以上，出浆浓度在35%左右。由于近年来要求蒸煮的废液提取率不断提高及高浓漂白、高浓打浆等技术的发展，使高浓洗涤浓缩设备得到了迅速发展。

（四）置换洗涤设备

这类设备主要包括常压和压力置换洗涤塔，双辊、KMW型置换压榨洗浆机及鼓式置换洗浆机等。这类设备主要特点是浆料经受洗涤时间长，同时受到洗涤的浆料比较多，洗涤过程中扩散作用进行得比较彻底，洗涤效果好。这类设备主要用于浆料的洗涤作用。

二、洗涤指标及洗涤效果评定

（一）洗涤指标

洗涤的目的一是要把浆料洗净，二是要提高废液的提取率，为药品回收创造条件，所以洗涤指标有以下两点。

1. 洗净度

表示纸浆的洗净程度，一般由以下几种表示方法

（1）以洗涤后浆所带废液中所含残碱量或残酸量（Na_2Og/L或H_2SO_4g/L）表示。对硫酸盐木浆，一般要求洗后浆中废液残碱量小于0.05g/L，残酸量小于0.01g/L，硫酸盐获苇浆中废液残碱为0.25g/L，其他草浆中废液的含碱量在0.25～0.5g/L以下。

（2）以洗涤后每吨风干浆所带走的残碱量（Na_2Okg/t）表示。一般木浆洗涤后纸浆残碱量在 1kg/t 风干浆以下。

2. 提取率

指洗涤后每吨绝干浆所提取的送回收系统的废液中固形物含量（吨）与蒸煮后每吨绝干浆所带废液中固形物含量（吨）之比，即：

$$\text{提取率}=\frac{\text{每吨绝干粗浆洗出液中含固形物量}（t）}{\text{每吨绝干粗浆所带废液中固形物含量}（t）}\times 100\% \tag{5-1}$$

一般黑液提取率为木浆 90%～98%，草浆 85%～95%。

（二）洗涤效果评定

在理想条件下，洗涤液应完全置换纸浆中的废液，洗涤后纸浆所含废液的浓度等于洗涤液的浓度，这时置换比为 1。而实际上纸浆中残留的废液浓度总是高于理想值，因而残留液体的浓度可看做是一定量的洗涤液和一定量原始废液的混合浓度。

评定一台洗涤设备或一个洗涤系统的洗涤效果好坏的指标除了浆料洗净度之外，就是从浆料中分离出来送去药品回收的废液浓度和数量，为此可用下列指标表示。

1. 洗涤效率 η

洗涤效率是指在洗涤过程中从浆料中除去的固形物量与洗前浆料废液中所含固形物量之比。

$$\eta=\frac{w_0V_0-w_1V_1}{w_0V_0}\times 100\% \tag{5-2}$$

式中 w_0、w_1 ——洗涤前后纸浆中液体所含溶解固形物浓度，%

V_0、V_1 ——洗涤前后单位绝干浆所含液体体积，m^3

η 越高，则浆料洗涤越干净，废液跑、冒、滴、漏越少，则提取率越高。

2. 相对浓度（w'）

表示洗涤过程中废液中固形物浓度的变化率。w'越大越有利于药品回收。

$$w'=w_1/w_0 \tag{5-3}$$

3. 相对体积（V'）

表示洗涤过程中废液体积的变化率。

$$V'=V/V_0 \tag{5-4}$$

式中 w_0、V_0 ——洗涤前浆料中废液浓度、体积

w_1、V ——洗涤后提取废液的浓度、体积

第二节　低浓洗涤浓缩设备

一、圆网浓缩机

普通圆网浓缩机又称圆网脱水机，主要是供净化后的浆料、抄纸车间的损纸浆料和纸机的浓白水等脱水浓缩之用，其进浆浓度 0.2%～1.0%。出浆浓度 3%～6%，适宜线速度 25～30m/min。

圆网浓缩机的脱水机理主要是靠网笼内外液位差进行的，其次是压辊与网笼之间的挤压力脱水的，其结构如图 5-1 所示。

网笼是圆网浓缩机的主要部件。在一根主轴上平行装上若干个辐轮，辐轮的周边上有均匀分布的凹口，在凹口上平行主轴方向装上一系列的黄铜棒，然后在黄铜棒上绕上直径为 3～5mm 的黄铜线，构成网笼。在网笼上铺上 8～12 目的内网，再铺上 40～80 目的外网作为滤网。这种网笼结构较复杂，但滤水性能好。由于网笼经常与浆料接触，易被腐蚀，过去多用铜合金制造，为节约有色金属，现多用塑料等材料作衬里防腐。

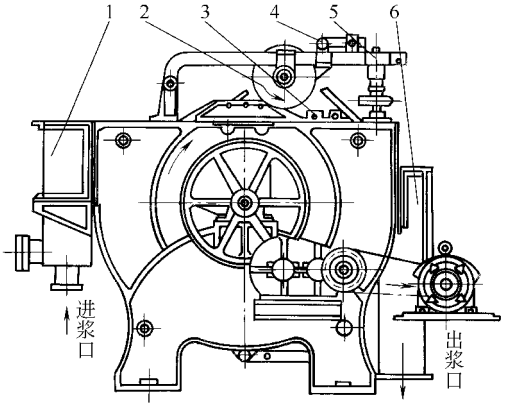


图 5-1　圆网浓缩机的基本结构
1—进浆箱　2—压辊　3—喷水管
4—刮刀　5—调压装置　6—出浆箱

在圆网浓缩机上还装有压辊和刮刀，压辊支承在网的侧板上，由网笼带动。压辊由钢板卷制表面包胶而成，辊面硬度为 60～65 度（肖氏）。压辊直径为网笼直径的 1/3～1/4。压辊的压力可以用手轮调节，线压力一般为 8～23N/cm。压辊配有刮刀，刀刃紧贴辊面，以剥落浆层。

圆网浓缩机在操作时主要注意两点：一是要保持浆位稳定，防止溢浆和糊网；二是要注意密封带的紧固以防止浆料流失。

由于普通圆网浓度机受本身结构的局限，使其进出浆料浓度均较低，只能用于低浓浆料的浓缩。为扩大其使用范围，对其结构进行一些改进。

（1）最新设计的圆网浓缩机网笼质量更轻，用变速电机调节最佳线速，网槽改为改良逆流式，便于调节内外液位差，生产能力提高；

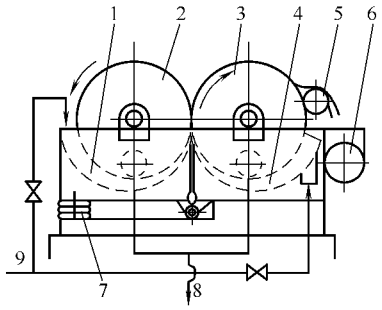


图 5-2　双圆网挤浆机的结构
1、4—浆槽　2、3—圆网　5—剥浆辊
6—螺旋输送机　7—膜式空气弹簧
8—排液　9—进浆管

（2）侧压浓缩机在转鼓进浆侧形成高浆位的浆槽，在出浆槽的低位处设一压辊。这个压辊即起挤压浆料和卸料作用，又起封闭浆槽作用。这就形成了通常所说的侧压洗缩机。由于网内外液位差大，则脱水推动力大，进出浆浓度大，生产能力高。除了可用于浓缩外，还可用于软的化学浆和漂白浆的洗涤设备。

（3）双圆网挤浆机：在圆网浓缩机的基础上发展起来的双圆网挤浆是一种节能和高效洗涤设备，可用于洗涤和浓缩纸浆。其机械结构如图 5-2 所示。

双网挤浆机特点是：①脱水速率高，由于在浆槽内水的过滤脱水和两个圆网接触部分的挤压脱水作用，出浆浓度可达 30%，属于高浓洗涤设备。②滤水面积大，设备结构紧凑，建造成本低。③滤液中纤维含量少。

二、网式浓缩设备

网式浓缩设备是国外近年来竞相开发的一种高效、节能的脱水浓缩设备。它具有结构简单、造价低、维修工作量少、脱水浓缩效率高等优点。已被广泛用于造纸工业的纸浆浓缩、废纸脱墨浆的洗涤、白水纤维回收等。从结构上可分为弧网型和筒型，操作条件是：弧网型进浆浓度 0.1%～1.0%，出浆浓度 4%～5%，进浆压力不大于 0.07MPa；圆筒形进浆浓度 0.05%～1.5%，出浆浓度 1.5%～5.0%。

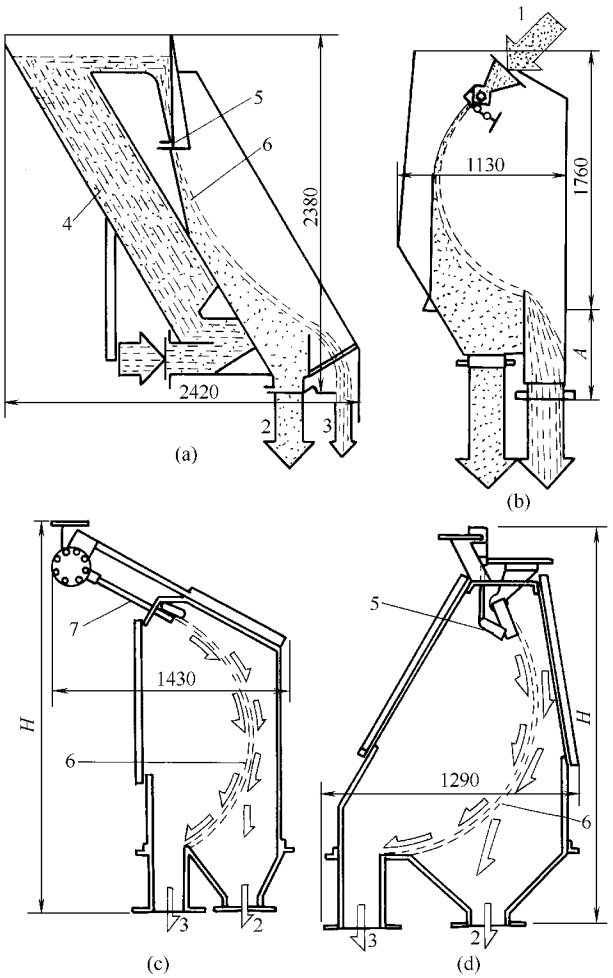


图 5-3　弧网式浓缩机的结构

（a）S型　（b）TS型　（c）522—1～3型　（d）522—4～6型

1—进浆　2—滤液出口　3—出浆　4—流浆箱

5—喷浆唇口　6—条缝过滤面　7—上浆喷管

（一）弧网形浓缩设备

工作原理：利用泵送流体切向喷入弧形网面，依靠离心力和重力分离固形物和液体。并借助分离出来的固形物的滚动和液体的水力冲刷作用来清洗网面，起到自净作用。流体在沿网面向下流动过程中，固形物与滤网接触面的不断改变，既有利于水分流出，又可使较小杂质脱离固形物而随白水流失。

弧网式浓缩机的结构如图 5-3 所示。

滤网是弧网式浓缩机的主要部件，它是用不锈钢板压成波形长缝，断面呈楔形，网缝宽度 0.05～0.25mm 多种规格，缝长 50mm，可根据浆料浓度和纤维长短来选择，一般浆料浓度高、纤维长网缝宽度易宽些，反之易窄些。网缝为横向交错排列，这样可使浆料过滤的白水在网缝处产生横向流动，不仅滤水效果好，且楔形缝的网缝不宜堵塞，保持自净，不需要外冲洗装置。在滤网背面用几十根 ϕ5mm 的弧形拉杆托住加固滤网。滤网上部用压板固定在喷浆口的唇板上，两侧用螺栓固定在角铁上，箱体用不锈钢板焊接。

（二）圆筒形浓缩设备

工作原理：需要脱水浓缩的浆料以一定压力进入过滤圆筒内时，在压力作用下，浆料沿着过滤圆筒由上而下过滤脱水，直至达到要求浓度后汇集于低部送出，整个过程排出的浓浆料及滤液是带压的。圆筒形浓缩器操作原理和结构如图 5-4 所示。

由带有圆孔的圆筒形过滤装置和外圆筒壳体组成的，由于带压浆料的移动，使滤孔得到冲刷不会堵塞。其脱水过程主要受进浆和出液间压力差的影响，还受浆料种类、滤孔表面的清洁情况、温度等影响。

这种浓缩设备的特点：①在相同的过滤面积下，其脱水量是常规鼓式浓缩机的十倍；②能耗低、占地面积小；③过程封闭，无泡沫产生；④浓缩后的纸浆和滤液

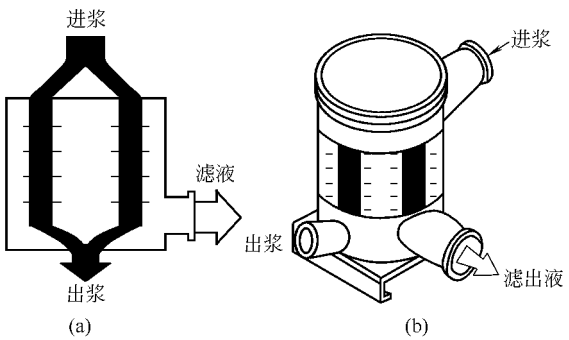


图 5-4　圆筒形浓缩器的工作原理和结构

（a）操作原理　（b）设备结构

均是带压的，不需另设池子和泵类设备便可送往下一处理设备或工序。可用于除渣器与网前箱或者是双网压滤机前纸浆的浓缩之用。

第三节　中浓洗涤浓缩设备

一、真空洗涤浓缩机

真空洗浆机目前仍然是国内大中型纸厂普遍使用的洗涤设备。用于洗涤硫酸盐法木浆、竹浆、苇浆等已积累了很多经验，是一种具有较好效果和成熟可靠的设备。用于洗浆的工艺条件为：进浆浓度：木浆 0.8%～1.5%，草浆 1.0%～3.5%，出浆浓度 10%～15%，水腿内黑液流速 1～3m/s，木浆和漂后浆洗涤取高值，草类浆取低值，真空度 26.7～40.0kPa。

（一）真空洗浆机的工作原理

真空洗浆机的鼓体由辐射方向的隔板分成若干个互不相通的小室。随着转鼓的转动，小室通过分配阀分别依次接通自然过滤区（Ⅳ），真空过滤区（Ⅰ），真空洗涤区（Ⅱ）和剥浆区（Ⅲ），从而完成过滤上网、抽吸、洗涤、吸干和卸料等过程，其工作原理如图 5-5 所示。

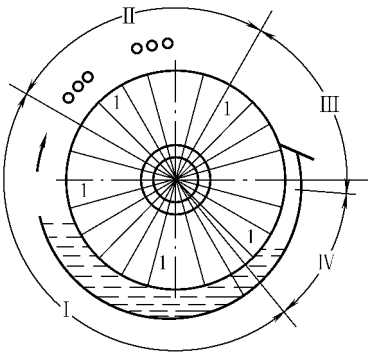


图 5-5　真空洗浆机工作原理图

当小室 1 下旋进入稀释的纸料中时，恰与大气相同的自然过滤区（Ⅳ）相通，这时靠浆液的静压使部分滤液滤入小室，排除小室内部分空气，并在网面形成浆层。小室 1 继续转动，深入到液面下方，同时与真空过滤区（Ⅰ）相通，在高压差下强制吸滤，增加浆层厚度，并在转出液面后继续将网面上的浆层吸干，完成稀释脱水过程。小室继续向上转，与真空洗涤区（Ⅱ）相通将喷淋液管喷在浆层表面的洗涤液吸入鼓内，完成置换洗涤操作。小室继续转动，向下与剥浆区（Ⅲ）相通，使小室内真空度消失，以便于剥下浆料，这样周而复始便完成了洗涤操作。

（二）真空洗浆机的结构

真空洗浆机有转鼓、分配阀、槽体、压辊、洗涤液喷淋装置、卸料装置、水腿及其真空系统等部分组成如图 5-6 所示。

1. 转鼓

转鼓是真空洗浆机的重要部件之一。转鼓的加工制造方法目前主要有两种方法，一种为袋式铸造结构，另一种为焊接的袋式结构和管式结构，见图 5-7。

多年的实践证明，袋式铸造结构的转鼓的小室通往分配阀的腔道比较宽大，每个小室的空间大滤液流动的摩擦阻力小，用来洗涤浆料是合适的。但是，随着工厂生产规模大型化的发展，洗浆机的过滤面积越来越大，这种铸造式转鼓由于受铸造工艺的限制，不便于铸造大型转鼓，从而就无法生产大规格的洗浆机，目前国内用铸造法生产转鼓式洗浆机的最大规格限制在 27m^2，同时这种铸造转鼓也很笨重，动力消耗大，小室容积大，滤液流速慢真空度低，洗涤效率低。

焊接袋式结构的转鼓与铸造的相似，但小室的体积可根据需要制作，以满足不同的要求。而管式转鼓鼓面是用不锈钢板焊接成带锥度的小室，避免由于滤液逐步增加而超过正常

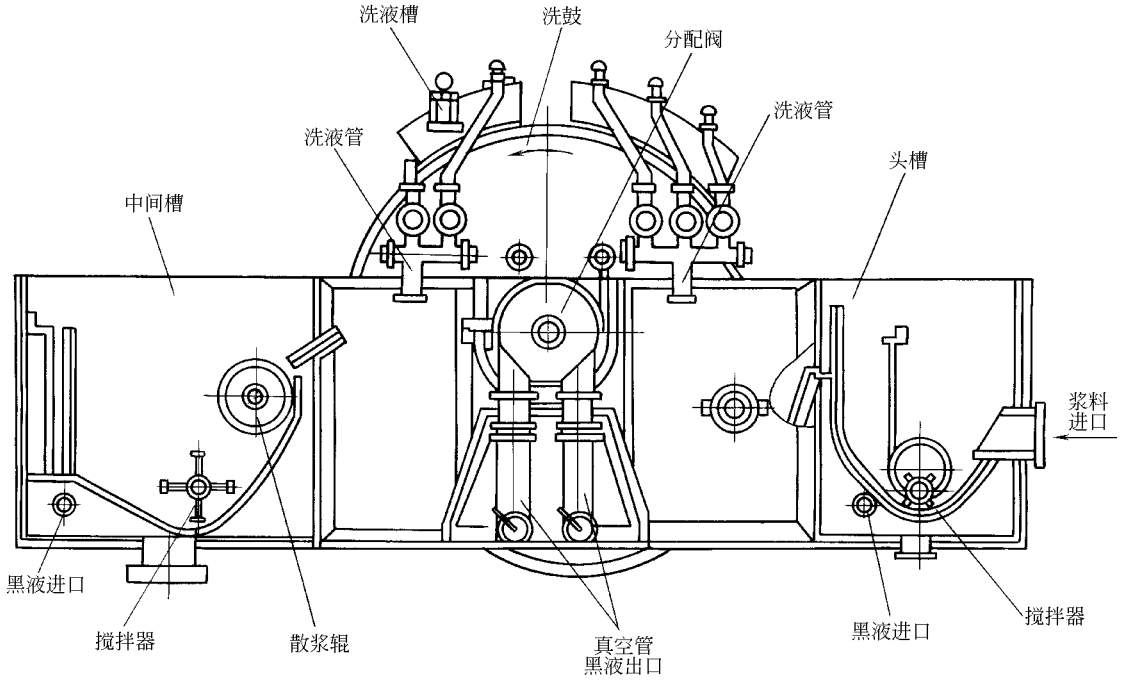


图 5-6　真空洗浆机结构

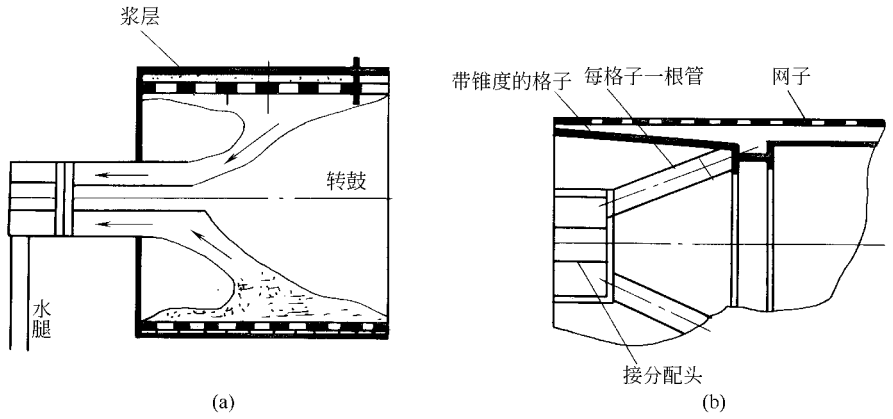


图 5-7　真空洗浆机转鼓结构

（a）铸造式　（b）焊接式

流速，发生湍流作用使阻力增大；每个小室长度中段配一薄壁不锈钢管，不锈钢管吸滤管另一端与分配阀体相连通，每个小室只有一根管子，采用这种结构的转鼓小室容积小，流道容积小，管道上无任何弯头等，可以减少管道阻力，同时空气不易渗入，可以获得较大滤液流速，形成较高的真空度，从而提高洗涤效率。另外，还可灵活设计小室的容积和吸管直径，以适应各种浆料在不同工艺条件下的洗涤。

转鼓结构的合理性与否对上浆、脱水和洗涤效果影响很大。鼓面上小室数目一般在20～40**个为佳。小室和通往分配阀的腔道的大小和形状对转鼓内滤液和气体的排除有直接的影响，在设计制造时应注意以下几点：①小室的容积应与滤液量相适应，小室在旋转时进入真空区以前，在自然过滤区内靠自然液位差过滤的滤液量应能完全充满小室，以排出其中的**

全部气体，再进入真空区。这样可以避免小室内的气体进入真空系统而降低真空度，影响洗涤效果。②小室的腔道是排液、抽气的通道，大小要合适，排液排气的阻力损失要小，并且要有一个比较适宜的流体流速，不因转鼓的转动而引起排液困难。所以小室的容积和腔道的截面不宜过小。在设计制造时要以洗浆的工艺条件为依据，如浆料的滤水性、上网浆层厚度、转速、上浆浓度等。③小室与腔道形状力求简单，各部分过渡圆滑，不易造成沉积堵塞，施工方便。当转鼓宽度大时，可以两端排液。

转鼓表面铺有一层多孔滤板，材料为不锈钢、碳素钢或塑料，孔的形状多为圆形，孔径10～12mm，而后再铺上5～12目内网和40～60目的不锈钢、塑料等外网。

2. 分配阀

分配阀是一个换向阀，又称分配头。目前在真空洗浆机上使用的分配阀有两种形式：平面形和锥形的。

平面形分配阀是由一块随转鼓一起转动的动片和固定不动的阀体及静片组成。动片和静片是分配阀的阀片。阀体用弹簧紧压在转鼓的轴颈端面上。转鼓的每一个小室在动片上有一个出口。阀体静片上有几个接口，分别接通大气、真空系统、吸气系统或大气。分配阀的动片、静片材质为铸铁、不锈钢、胶木等。其二者的硬度不同，且接触面要经过研磨，以保证腔道之间、腔道与外界的良好密封。

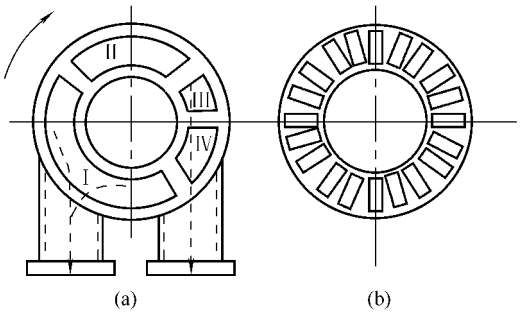


图5-8　真空洗浆机平面型分配阀
(a) 阀体和静片　(b) 动片

图5-8所示为目前在国内真空洗浆机上常用的一种较好的平面型分配阀。其主要特点是：阀体宽大、直径610mm、宽度300mm，阀内腔道大而畅通，能满足排液要求。分配阀动片有24个接口，静片有4个接口。

阀体上的Ⅲ区为卸料区，接通大气或吹气系统。该区占圆心角18°～20°。卸料区位置的高低主要是从增加Ⅰ、Ⅱ区长度和方便卸料操作方面考虑，图示位置比较合适。Ⅳ区为自然过滤区，接通大气。小室转到该区段时逐渐浸入浆位以下，在网面形成浆层，滤液进入小室内，排除空气，以便不带或少带空气进入真空区，为提高真空区的真空度创造条件。这区段的大小主要从进入并充满小室的滤液量所需的时间来考虑。所以对于不同的浆料、浓度、浆层厚度、转速等所要求的自然过滤区段的长度是不同的，一般情况下该区段占圆心角30°左右，对于滤水性好的木浆可以小一些，对于滤水性差的草浆应适当大一些。

Ⅰ区为真空抽吸区，接真空系统。Ⅰ区有两个作用，位于液面以下一段起吸滤作用称为吸滤区。该区标志着从自然过滤过渡到真空吸滤。若加大洗滤区必然缩小自然过滤区，本应自行排至大气的小室中的空气只能由真空抽吸排出，从而增加了真空系统的负荷，但可在短时间内形成较厚浆层，减少纤维流失，浆料上网容易，并可降低上网浆位。位于液面以上的一段起倾倒滤液的作用，称为倾液区。该区尚有把浆层吸干的作用。Ⅰ区与Ⅱ区在何处分界有下列几点决定：①要使Ⅰ区的浆层被抽吸至适当干度后再过渡到洗涤区；②从分配阀的排液腔道大小和形状来比较其两个腔道排液能力和滤液量与洗涤液量的比例来分配Ⅰ区和Ⅱ区的比例；③过滤液和洗涤液是否要分开及Ⅰ区Ⅱ区的真空度是否一致等，所以Ⅰ区与Ⅱ区的变化范围是很大的，也有把Ⅰ、Ⅱ区合为一个真空区的。

Ⅱ区为洗涤区，也接真空系统。这区的真空度可等于或高于Ⅰ区的真空度，适当提高Ⅱ区的长度，可提高置换作用时间，从而提高洗涤效率。

锥形分配阀的结构如图 5-9 所示。阀体在转鼓的一端与转鼓连成一体，工作时阀体随转鼓一起旋转，相当于平面形分配阀的动片，转鼓上每个小室在阀体上有一个出口。阀芯是锥体的固定不动的，相当于平面形分配阀的静片，由于将自然过滤区和真空过滤区合并为一个过滤区，所以有三个接口。

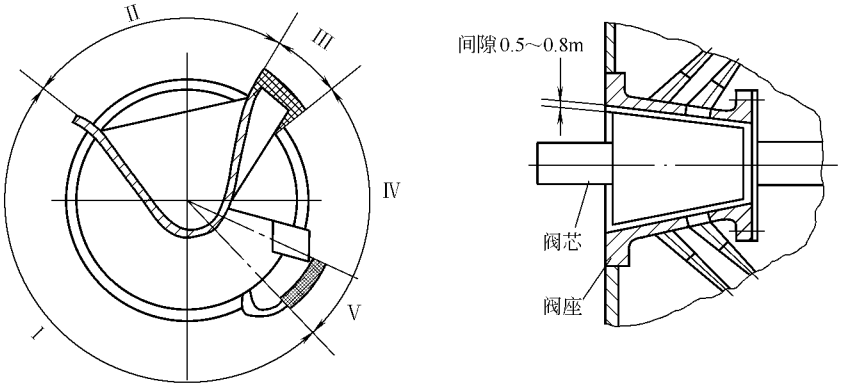


图 5-9　真空洗浆机锥形分配阀

Ⅰ—过滤区　Ⅱ—洗涤区　Ⅲ、Ⅴ—死区　Ⅳ—剥浆区

对于锥形分配头真空洗浆机来说，制造时必须保证锥形分配头与鼓体锥形座之间的同心度，偏心过大，往往会造成真空度的不稳定，甚至形不成真空。在安装时要保证阀芯与阀座之间有 0.5～0.8mm 的间隙，以弥补一定的偏心量。

锥形分配阀与平面分配阀相比，锥形分配阀锥面展开面积约为相同直径平面分配阀表面积的 3.2 倍，滤液管在锥形阀体表面便于布置，吸滤管与阀体结合处的管径可适当扩大，使滤液通过分配阀排液比较畅通。

3. 浆槽

在多台串联的真空洗浆机组中，浆槽也是一个重要部件，其结构对浆料与洗涤液的混合影响很大，从而对洗涤效果有很大影响。浆槽有头槽、鼓槽、中间槽和尾槽。

头槽是用钢板焊成的。如图 5-10 所示，图（a）为传统进浆槽结构，浆料从一个 ϕ300mm 的进浆管进入槽体的前半部，稀释液从槽底夹层处送来，经搅拌混合均匀后从隔板下端进入槽的后半部，再溢流进入鼓槽。隔板的作用是防止未搅散的浆块直接漂浮入鼓槽，以影响洗涤效果。这种进浆槽仍存在以下一些问题：①搅拌效果差、上网困难。主要原因是搅拌空间大，纤维团不易搅碎，产生掉网、堆浆等现象；②泡沫多，因浆槽为敞开式，搅拌时易带入空气，产生泡沫；③加液不均清洗难；④无沉降功能，浆中的重硬物进入浆槽中易损坏滤网。针对这些问题，有的工厂将其进行改进，结构如图 5-10（b）。通过改进，使真空洗浆机具有如下优点：①设置密封搅拌室，空间小、深度大搅拌速度高，分散效果好，且不产生泡沫；②加液稀释为上部插入式的“树枝状”加液，加液均匀；③设置硬物沉降区，保护滤网，浆平稳有序，使上网区连续稳定。从而消除掉网、堆浆、泡沫等现象。

中间槽位于两台细浆机之间，如图 5-11 所示，其作用是：把前一台洗浆机卸下的浆料稀释并搅均匀，给浆料均匀上网创造条件；使纤维细胞壁内的废液与稀释液发生扩散作用。

为了防止从前一台洗浆机剥下的浆块不经打散就直接漂浮入后一台洗浆机，或者产生浆

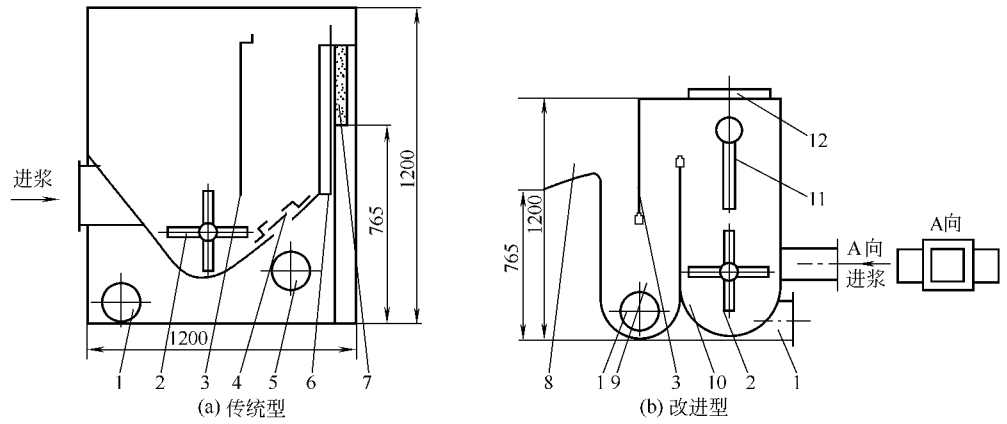


图 5-10　真空洗浆机进浆槽

1—清扫口　2—搅拌辊　3—隔板　4—逆止门　5—加黑液管　6—排气管　7—堰板　8—整流区
9—沉降区　10—搅拌区　11—树枝状加液管　12—密封式观察盖

块沉积，造成堆浆等问题，设置拦浆板和喂料辊。喂料辊安装在洗浆机的进浆端，有若干个椭圆形的圆盘以一定角度安装在一根钢轴上构成。喂料辊能把落下的浆块压下去，把它撕裂，不产生浮浆。运转时不会带入空气。搅拌辊位于槽底它由一根钢轴和装在上面的许多小棒组成，打散浆块，并使浆液混合均匀。由于其在液面以下，在转速较高时也不会产生气泡。

4. 剥浆装置

真空洗浆机采用剥浆辊剥浆，剥浆辊是一根钢管包胶辊，辊面成锯齿形，硬度 80～94 度（肖氏），直径 140mm，与转鼓同向转动，辊线速度比网面的线速度快 7%～20%，太慢来不及剥浆，太快时会撕裂浆层。剥浆辊要有自己的传动装置。

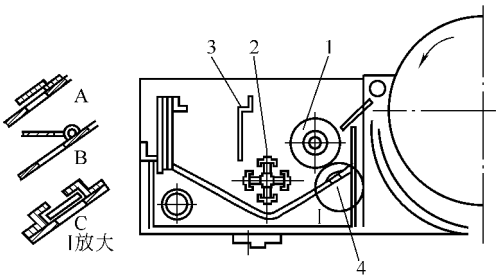


图 5-11　真空洗浆机中间槽

1—喂料辊　2—搅拌辊
3—垂直挡板　4—稀释液入口

5. 洗涤液喷淋装置

根据洗涤原理，良好的洗涤液喷淋装置淋下的洗涤液应成均匀的带状，既不溅坏浆层又不带入大量的空气。一台洗浆机一般配 3～5 组喷淋装置。喷淋装置布置的原则是：第一组喷淋装置应布置在洗涤区刚开始的位置上，第二组应布置在第一组淋下的洗涤液刚好被吸干的位置上，依次布置以下几组。

每组喷淋装置都设有一个调节洗涤液流量的阀门，以调节洗涤液的喷淋量。淋液过多会降低出浆浓度，淋液不足，会因空气的进入而降低鼓内真空度，造成洗涤液不能充分置换浆层中的废液，降低洗涤效果。

常用的喷淋装置有 K 形槽和鸽尾型喷嘴两种型式。

目前有一种称为浸没洗涤洗浆机，结构如图 5-12 所示，在浆槽内设计一个浸没洗涤区，直接在浆槽内进行槽内洗涤。因洗涤液浸没浆层，在高位液面操作下，出浆浓度高，过滤速度快，洗涤效率高。

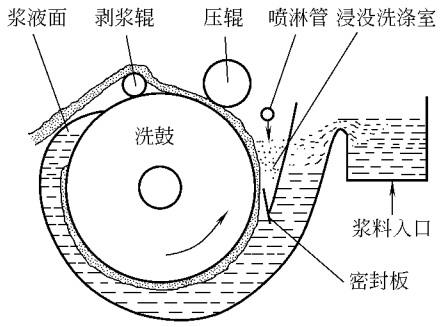


图 5-12　浸没洗浆机示意图

6．水腿管及真空系统

真空洗浆机主要依靠水腿产生真空，有时辅以真空泵。所用真空度一般不超过 53.3kPa。水腿内滤液的流速和阻力对生产能力和效率影响很大，为获得必要的真空度，水腿管需要满足以下几点：①洗浆机需高位安装，一般应安装标高为 12m 左右，使水腿管的有效长度在 9m 以上；②滤液在管内要具有足够的流速，水腿管之所以能抽真空是因为滤液在水腿管中的流动达到一定速度后能把气体吸进去，以气液混合体迅速流动的形式抽走气体。推荐滤液在水腿管内的流速为 1～3m/s，草浆可低一些，木浆和漂后浆可高一些；③水腿管应尽量垂直安装，避免采用水平段，减少弯头数量，以减少阻力。若确因场地限制不能垂直安装时，则水平段始端与分配阀之间的距离应保持在 3m 以上一段垂直段。另外为了减少阻力损失，可以在黑液槽内设一个旋风分离器，如图 5-13 所示，水腿管在高出黑液槽液面 200～300mm 处，以切线方向进入旋风分离器，并做旋转运动，由于离心力的作用，使空气上升排出，这样不仅减少排液阻力，且泡沫少。

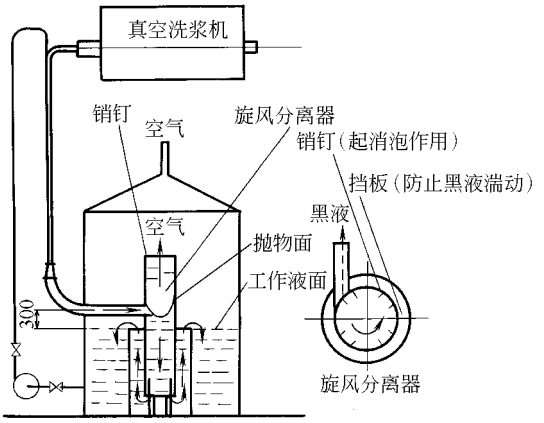


图 5-13　黑液槽内设旋风分离器的结构图

真空洗浆机洗浆时有真空过滤区和真空洗涤区，这两个区的滤液可用两个水腿分别排出，也可以合并为一个水腿排液。若用两个水腿，过滤区的滤液经过主水腿排出，可以减少空气的进入，从而减少泡沫，真空度高；洗涤液由副水腿排出，并用以加速泵，向副水腿中注水，提高洗涤区的真空度和出浆浓度，从而提高洗涤效率，若采用一个水腿，应使过滤区水腿成直立的，而洗涤区水腿为斜的布置最为合理。采用水腿管抽真空具有设备简单、电耗低、便于维护管理等。对于滤水性能好的木浆和漂后浆等可用滤液通过水腿产生的自然真空来洗涤。对于滤水性差的草浆其滤出的废液量不足以满足水腿管对起流量的要求，不能产生足够高的真空度，必须用人为的方法来提高其真空度，方法是：①用一台加液泵向水腿内注射本段的滤出废液，加大流量来提高真空度是一种好办法，操作维修方便，动耗少，不需要复杂的真空系统。②用真空泵在水腿管上部抽真空。

二、压力洗涤浓缩机

压力洗浆机是一种较新型洗浆设备。其主要特点是：在密封和正压下操作，对进浆量与浓度适应性大，不易掉网、堆浆；可采用 80～85℃ 的较高洗涤温度，可减少热损失，提高黑液温度；不易产生滤液汽化和泡沫，酸法浆也不会逸出 SO_2 污染大气。设备可布置在较低的二楼楼面上，可以采用先洗后筛流程，提高提取率。但也存在动耗大等缺点。目前这种设备用于洗涤木浆效果较好，也可用于洗涤芦苇、芒杆浆。洗涤的主要工艺条件：进鼓槽浆料浓度第一台为 0.9%～1.1%，第二台以后为 1.0%～1.4%，鼓槽内风压为 5～11kPa，转

鼓内风压 0～0.3kPa，洗涤水温度 80～85℃，黑液提取率 95%～98%，出浆浓度 12%～18%。

（一）压力洗浆机的工作原理

压力洗浆机风压加压在密封于大气中的浆层，使洗鼓内外形成压差，使浆料在洗鼓滤网上压滤脱液。图 5-14 为压力洗浆机的工作原理。

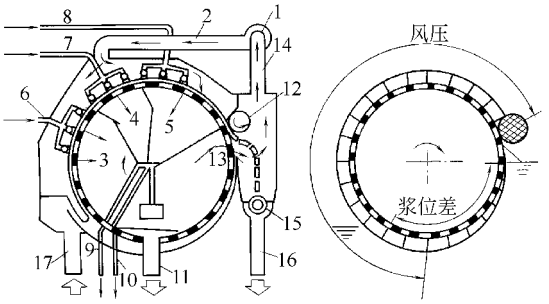


图 5-14　压力洗浆机的工作原理

1—风机　2—风管　3、4、5—三个洗涤区的滤液槽　6、7、8—洗涤液　9、10、11—滤液排出管　12—密封辊　13—剥浆口　14—回风管　15—碎浆螺旋　16—出浆管　17—进浆管

风机产生的压力气流经风管进入鼓槽内，产生正压，进入浆槽内的浆料在气压和液位差的作用下，脱液并在网上形成浆层，随转鼓进入到洗涤区后，喷液管将不同浓度的洗涤液喷淋在洗鼓的浆层上，由于鼓内外的压差，浆料中的废液得到置换，使浆层脱出废液。废液经不同浓度的滤液槽通过排液管送到滤液槽中。密封辊用于将压力区与出浆区分隔开，防止压力气流从密封辊一侧逸出，使洗浆区保持正压，满足洗浆的要求。从废液中分离出来的气流在剥浆口处将洗后浆层剥落，并再进入风机入口循环使用。剥离的浆层经破碎机破碎后输出。

（二）压力洗浆机的结构

压力洗浆机的结构如图 5-15 所示，它是由转鼓以及把转鼓密封起来的鼓槽、密封辊和外壳组成的。转鼓是由不锈钢板焊接的辐轮结构，转鼓的外周铺有孔径为 8mm 的多孔不锈钢板，并再覆盖滤网。在转鼓两侧的外圆周处有精加工的不锈钢圈凸缘和浆槽两侧相对应的两个不锈钢圈凸缘相配合，用一根约 25mm 方形的尼龙密封带作密封介质形成密封，将洗鼓内腔和浆槽隔开。转鼓内有装在主轴滑动轴承壳体上的两个废液盘。根据操作需要，废液盘可借拉杆调节黑液的接受量。喷液管分为两组，每组四根喷液管，第一组的淋液来自本段洗浆机的废液盘，第二组的喷淋液则来自下一段洗浆机。

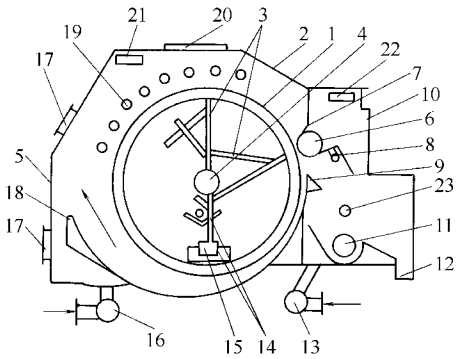


图 5-15　压力洗浆机的结构

1—洗鼓　2、5—上、下半壳体　3—黑夜盘和调节拉杆　4—主轴　6—密封辊　7—密封胶布　8—密封辊用刮刀　9—刮刀　10—挂板　11—碎浆螺旋　12、16—出、进浆口　13、14—黑夜进、出口　15—平衡锤　17—人孔　18—溜浆板　19—喷浆管　20—检修盖　21、22—进、出风口　23—喷水管

为了使卸料区与带压区隔开，在转鼓的卸料侧有一个密封辊，它用气动装置升降，装置上有限制压辊升降位置的螺母，以防辊子压坏滤网。在密封辊的上部有一块橡皮布，用于密封高压气流，密封辊是由转鼓主轴减速箱驱动的中间轴通过链轮传动，其线速度与鼓面浆层的线速度一致。洗浆机的鼓槽和外壳一般是用不锈钢板焊接而成。

（三）压力洗浆机的新进展

目前，有一种新的既利用压力气流脱液，又利用水腿所产生的真空脱液的 HP 型压力洗

浆机，其结构和工作原理如图 5-16 所示。

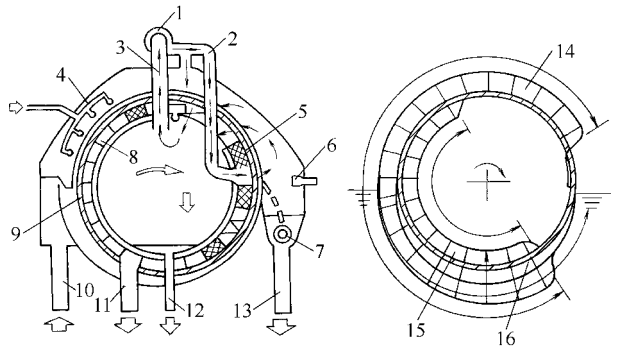


图 5-16　HP 型压力洗浆机的结构

1—风机　2—剥浆用的压力气流　3—返回风机的气流
4—洗涤液管　5—密封滑块　6—稀释水管　7—碎浆螺旋
8—滤液小室　9—洗鼓滤网　10、13—进出浆口
11、12—滤液排出管　14—风机气流施加于浆层压力
15—水腿产生真空　16—液位差产生的静压

这种压力洗浆机转鼓的圆周上设有若干个滤液小室，通过密封滑块控制转鼓在不同弧段洗浆。风机产生的压力气流进入密封室对浆层施加压力，同时在第一与第四滑块之间借排液水腿产生真空，在这两种压力作用下使浆料过滤脱水和洗涤置换脱水，且出浆浓度和洗浆能力都较高。

在剥浆处无密封辊，而是用在剥浆点设的两个密封滑块之间，风机的部分压力气流从转鼓内侧朝外吹落浆层，同时也起到清洗滤网的作用。这种压力洗浆机据报道既可用于木浆的洗涤，也可用于滤水性差的草浆洗涤。

三、水平带式真空洗浆机

水平带式真空洗浆机（简称带式洗浆机）可以用于各种纸浆的废液提取和漂后洗涤。操作工艺条件为：进浆浓度 2.0%～4.0%（一般木浆取高值，草浆取低值），出浆浓度 12%～17%，稀释因子 1.5～2.6，提取率 95% 以上，热水温度 70～80℃，过滤压差 9.8～29.4kPa。

（一）工作原理

水平带式真空洗浆机是利用逆流置换洗涤原理进行纸浆洗涤的。即喷放锅内的浆料用浓废液稀释成 3% 左右的浓度进入网前箱，保持唇口横向均匀的流量进入网部，浆料首先在成形部借助于重力和真空抽吸力作用进行脱水，浓缩到 10%～12% 浓度，而后顺着网子运行的方向依次经过 1～5 段进行逆流洗涤。第五段采用 70℃ 以上的热水作为洗涤液，从其真空箱出来的稀废液泵送第四段作喷洗液，第四段真空箱出来的稀废液泵送第三段作喷洗液，依此往前递推至第一段止。在此过程中纸浆中的废液经过置换过程中的扩散作用和过滤作用而被清洁的热水所洗净。浆料离开第五段时的浓度达 12%～17%，由第一段出来的废液送往回收工段，形成段的废液送往喷放锅作为稀释浆料用。喷淋液通过浆层的推动力是真空箱内和气罩空间的压力差，真空箱内的真空度是由排液水腿和真空设备共同产生的。

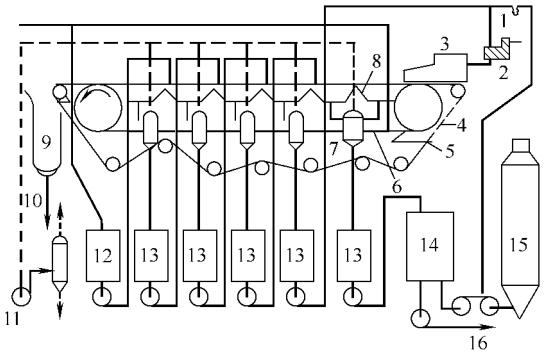


图 5-17　水平带式真空洗浆机的结构

1—调浆箱　2—振动平筛　3—流浆箱　4—滤网　5—喷水管
6—履带　7—气液分离罐　8—真空箱　9—出液槽
10—去贮浆槽　11—真空泵　12—清热水槽　13—黑液槽
14—浓黑液贮槽　15—喷放锅　16—送蒸发

（二）水平带式真空洗浆机的结构

水平带式真空洗浆机的结构类似于一台长网纸板机的网部，脱水元件全部为湿真空箱，过滤面是由一无端的紧贴真空吸水箱板面移动的橡胶履带和一无端滤网组成，由履带牵引。履带和滤网在其下方回程中借助于导网辊使履带与滤网分开。此外还有与其配套的网前箱、洗涤液喷淋装置、废液收集装置、传动系统、真空系统及传动辊和尾辊（张紧辊）等，采用C型悬臂机构更换履带和滤网，如图5-17所示。

（1）网前箱：网前箱的作用是以稳定的浓度和进浆量向洗浆机供应浆料，从而稳定洗浆机的正常操作，其结构类似于纸机的敞开式流浆箱，用搅拌辊代替匀浆辊，其改进结构形式如图5-18所示。据介绍这种改进结构的搅拌辊的转速可达320r/min，并增加溢流次数以提高浆流匀度，搅拌器完全密封以防空气混入而产生泡沫，加设废液稀释管以便调浓，使用效果甚佳。

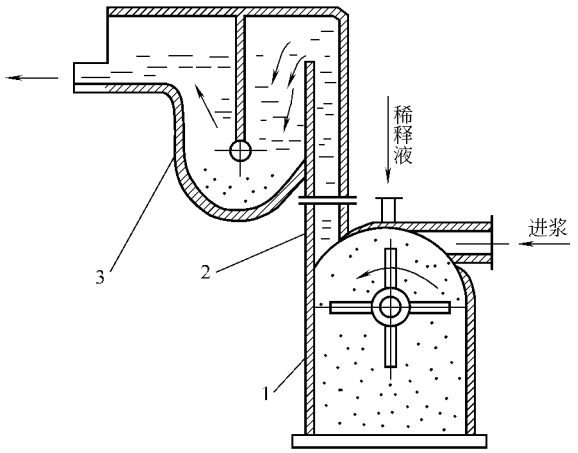


图5-18　改进型流浆箱结构

1—搅拌器　2—蜗壳　3—布浆箱体

（2）滤网和履带：滤网一般为聚酯网，网目根据纤维种类而定，一般针叶木等长纤维浆为35～40目，草类等短纤维浆为50～60目。履带是一条无端的带子，用内衬聚酯纤维帘子布外包耐热S-76合成橡胶制成的，履带与滤网的接触面上带有横向、纵向V型沟槽，在3～5个纵向沟槽上开一定孔径的直通吸滤孔，以便在与滤网接触时形成一个空间，产生真空，使滤液通过沟槽经直通吸滤孔进入到真空箱内以达到脱水的目的。履带是由橡胶制成的，在刚使用时因受张力作用会发生变形，而履带上的通孔眼必须对准真空箱的“U”槽，才能保持废液畅通，为洗涤创造最佳条件，所以其滤孔是在纸厂经连续运行72h以上，定型后打孔的。孔径一般为12mm通孔，也有用ϕ25mm、ϕ12mm阶梯孔和ϕ16mm通孔。打孔的位置、间距如图5-19所示。

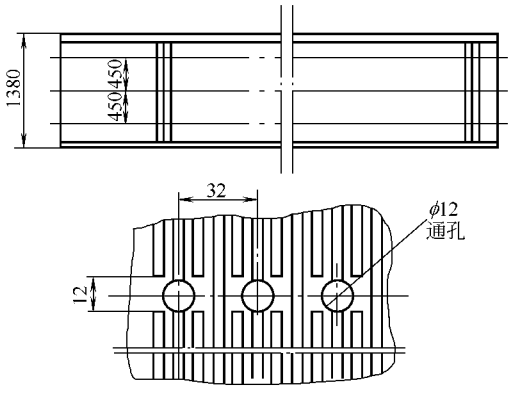


图5-19　履带打孔示意图

（3）真空箱和喷淋装置：真空箱类似造纸机的低真空箱，板面为高密度聚乙烯，开有180mm×30mm的长缝。箱体一般应高一些，尤其是对无废液收集槽而用于碱法浆的黑液提取时更应高一些，以便消泡用。喷淋液装置的性能对洗涤效果有很大的影响，因为浆料中的废液是靠喷淋的洗涤液来置换出来而达到洗净的。理想的喷淋洗涤液应是呈均匀的水幕状喷淋到浆层上，尽量减少对浆层的干扰和冲击，从而使操作过程稳定。目前带式真空洗浆机常用的喷淋液装置有喷淋管式和溢流槽式，喷淋管即为一根在喷淋方向上钻有许多小孔的水管，显然喷淋管不能形成均匀水幕状喷林液，且对浆层冲击大，不是理想的喷淋装置，但其结构简单，加工方便。溢流槽式喷淋装置是目前比较理想的喷淋装置，其构造如图5-20

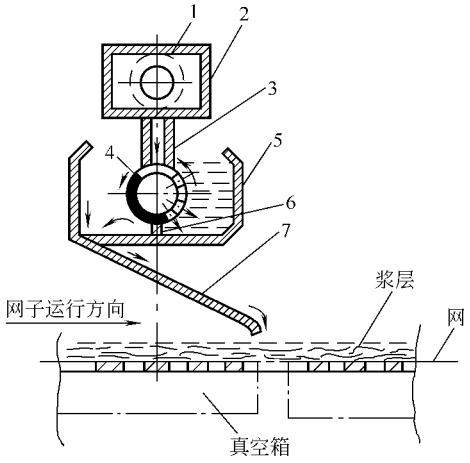


图 5-20　淋洗液喷淋装置

1—设在传动侧进浆口　2—架在网架上长方管　3—落液管（条数 4 条）　4—钻孔横管　5—集液槽　6—间板　7—导流板

所示。

（4）废液收集槽及真空系统：废液收集槽的作用是密封真空箱流出液的水腿，并收集废液，使废液在收集槽中静置停留 3～5min，以便让液相中气体跑掉，避免产生泡沫对洗涤效果和操作带来不利影响。但有时也可不设废液收集槽，而是用抽液泵直接接到真空箱水腿上。

水平带式真空洗浆机洗涤时产生真空主要是通过强制方法产生的，一般是要求真空度高的机台采用真空泵，而对要求真空度低的机台可用风机。而现在的发展趋势用风机较多，它的好处是可与密闭气罩配合使空气循环使用，以减少对环境的污染。

（三）水平带式真空洗浆机的特点及使用时注意事项

1. 水平带式真空洗浆机的特点

水平带式真空洗浆机，它可用于各种化学浆料的洗涤，这种洗浆设备与其他设备相比主要有以下特点：

（1）操作简单，操作一台多段水平带式真空洗浆机比操作一台单段鼓式洗浆机还简单。操作者只需保持适当的进入流浆箱浆料浓度和供料速度及在给定浆料供应速率下的适当的洗涤水量即可保证其在最佳操作条件下操作，不会出现鼓式洗浆机常出现的冒槽、前槽堆浆或浆不上网等现象。

（2）稀释因子小，一般只有 1.5 左右，滤液浓度高，可使蒸发设备减少 30%，并降低蒸汽消耗，节省回收设备投资和运行管理费用。

（3）投资少。一台水平带式真空洗涤浆机的造价仅为一列相同能力的 4 台串联的鼓式洗浆机组造价的 1/2～1/3，而其系统的总投资（包括厂房建筑费用）仅相当于鼓式洗浆机系统的 1/3～1/5，且经常性的生产费用也较低，但洗涤效果基本相近。

（4）占地面积少。由于各段之间不需混合稀释，设备紧凑，占地少，另外因滤液浓度高，泡沫少，需要滤液槽体积小，甚至可以不需要中间滤液槽，所以占地面积少。

（5）细小纤维流失小，由于是一次上浆形成较厚滤层，其余各段为置换洗涤，不破坏滤层，故纤维流失少，废液中所含细小纤维亦少，所以可以不经过滤而直接送去回用。

（6）洗涤效率较高。因水平带式真空洗浆机完成一个洗涤过程只需稀释一次，混合浓缩一次，所以其总面积利用率高，洗涤效果好，而且滤网在回程中被高压水反正面冲洗，消除糊网问题，使洗涤效率高。目前国内水平带式真空洗浆机用于洗涤草浆的提取率已达到 90%以上，木浆达 96%以上。

2. 使用时注意事项

（1）稳定上浆量：稳定的上浆量是一切洗浆设备稳定操作的基本条件。上浆量是浆料的体积流量和浓度的乘积，所以要使上网浆料的流量和浓度都要稳定。

（2）要稳定各段液位和洗涤液的喷淋量，对于真空箱和废液槽的液体均需稳定。一般真空箱和废液槽的液位控制在其高度的 1/3～1/2 为宜。

（3）确定适当的真空度并使真空度稳定。真空度是置换洗涤的推动力，一般控制在

5.5～7.0kPa之间，且应逐渐增大。

（4）确定洗涤水的温度和用量。洗涤水温度高，可降低废液的粘度，加快废液扩散和过滤速度。但洗涤水温度过高，产生的蒸汽分压高，会降低真空箱真空度。一般应控制在75℃左右。

（5）履带打滑，会使运转不正常。这可能是因张紧力不足，或履带与辊之间有滤液造成摩擦力不足或因履带跑偏或浆层过厚使过滤阻力大而造成真空度过大造成的。这时可根据具体情况采取具体措施。如张紧履带，在主动辊面上开一定数量的沟槽、降低真空度等。

（四）水平带式真空洗浆机的新进展

水平带式真空洗浆机作为一种新型洗涤设备，尽管使用时间不长，但在其结构上也有许多改进，主要表现在原有橡胶履带衬托的水平式洗浆机已发展成无橡胶履带衬托的长网式洗浆机，还有用钻孔的无端钢带代替滤网而形成水平钢带式真空洗浆机。

1. 水平长网式真空洗浆机

这种洗浆机的操作条件和工作原理同上述水平带式真空洗浆机完全一样。从其结构来讲只在原来水平带式真空洗浆机的基础上将其衬托橡胶履带除掉，而使其滤网直接与真空箱板面接触脱水，结构上更像一台长网纸机，这种无橡胶履带衬托的长网式洗浆机与有橡胶履带衬托带式洗浆机相比有以下优点：①机台的宽度不受限制，可生产产量更大的机台。②结构更简单，价格更便宜。③免去更换橡胶带履的麻烦，因橡胶履带自重大，更换费时。

气罩采用开放式和密闭式两种，密闭式气罩在某些方面更合理些，因为它可实现压力真空洗浆，压力大脱水能力大，同时空气循环利用，减少对环境的污染。

2. 水平钢带式真空洗浆机

这种洗浆机是在上述的长网洗浆机的基础上用带有 ϕ1mm 滤孔的无端钢带代替滤网而成的，设有防止钢带摆动和校正装置，同时去掉导辊、张紧辊和校正辊。在真空箱表面上覆盖约 40mm 厚的高强度塑料层，以减慢磨损，钢带宽 6m 长 70m，钢带用耐腐蚀易焊接的合金钢制造。其进浆浓度约 3%，出浆浓度 12%～14%，浆层厚度约 3000g／m^2，生产能力为 1000t／d。

第四节　高浓洗涤浓缩设备

一、螺旋挤浆机

螺旋挤浆机又称螺旋压榨机，国内 20 世纪 60 年代研制，并在中、小型纸厂推广应用的废液提取设备，最初为单螺旋型，现在又发展成双螺旋型。由于单螺旋挤浆机用于碱法草浆时，产生打滑、堵塞、跑稀等问题未能得到解决，无法正常生产，所以目前只能用于小型木浆厂和亚铵法草浆厂，从而限制了其发展和应用。这里只讨论双螺旋挤浆机。

双螺旋挤浆机是国内 20 世纪 90 年代后研制成功的新型废液提取设备。其结构简单，占地面积小，安装、使用、维修方便，节水、节电，一次性投资小，是浆料废液提取的设备之一。适应各种化学木浆和草浆的废液提取。进浆浓度 8%～12%，出浆浓度 35%～45%，三台串联废液提取率达 85%～95%。

（1）工作原理：浆料进入挤浆机后，通过左右螺旋的旋转，浆料由一端推向另一端，由于左右螺旋的螺距由宽变窄，浆槽由深变浅，浆料在运动中不断受到纵横向递增的挤压力作

用，使废液通过滤鼓排出，浆料从出料口排出。

（2）结构：双螺旋挤浆机的主要特点是采用了左、右螺旋轴并列，其螺旋叶片相互叠合，沿左右螺旋轴的外圆套有对开式结构的滤水鼓，如图 5-21 所示。①螺旋轴：螺旋轴由轴体和叶片焊接而成。采用螺旋轴为导程不等距，叶片不等深结构，其外径不变。即叶片沿着带有锥度的辊轴表面形成连续的螺旋曲面，两根螺旋轴分别为左、右螺旋成对组合，且转速相等，方向相反。这就使纸浆在运行时可能形成的周向力相互得到制约，以避免堵塞而引起纸料在机体内打滑，从结构上保证了操作的可靠性。②滤水鼓：滤水鼓是用不锈钢板卷制的，制成对开式结构，钻有 2～2.8mm 的圆孔，孔距 4～5mm。用点焊方式固定在网架座和网架盖上，网架是铸钢骨架结构，用以支撑挤压过程中滤鼓正常脱水。叶片外径与滤鼓间距为 1.5～2mm。③传动：以电磁调速电机通过三角带传动至减速机和联轴器，带动螺旋轴动，而右螺旋则通过左辊齿轮啮合从动，保证其转速相等、方向相反。

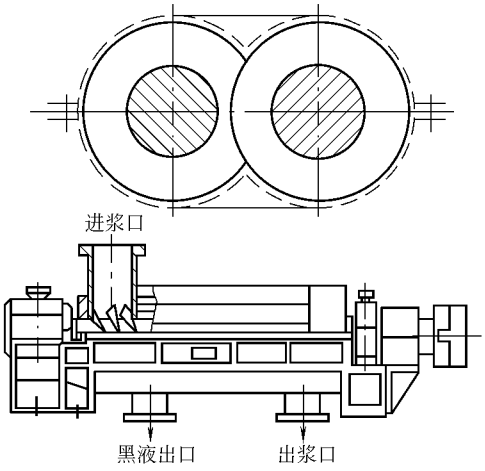


图 5-21　双螺旋挤浆机的结构

二、双辊挤浆机

双辊挤浆机是利用一对带有排液孔槽的辊子在机械压力下挤压浆料，使浆料被压缩而脱去其所含废液的洗浆设备。是中小型纸浆厂提取纸浆中废液的一种常用设备。其主要特点是：适应性强、操作简便、动耗小。但结构复杂，压辊易被硬物损坏，纤维流失大。进浆浓度 8%～12%，出浆浓度 20%～30%。单台废液提取率 55%～65%，三台串联提取率 75%～85%。

（一）工作原理

当浆料进入螺旋喂料器后，在螺旋喂料器的推进力作用下，使浆料以一定的压力进入到密封的浆槽内，在这个进浆压力的推动下随着旋转的压辊带进挤压区，被两个同步反向旋转而辊面布满沟纹或小孔的压辊挤压脱水，脱出的废液经过沟纹或小孔，通过贯穿于辊体的轴向排液孔从双辊的两端排出，而脱水后的浆层由前后刮刀刮到浆池中。

（二）设备结构

双辊挤浆机是由一对压辊、浆槽、螺旋喂料机、刮刀、梳刀及传动装置组成，结构如图 5-22 所示。

（1）挤压辊：国产双辊挤浆机的挤压辊的规格为 ϕ610mm×1120mm，辊面有沟纹形和小孔形两种。沟纹形辊辊面车有沟宽 1.1mm，沟距 5mm 的沟纹。沟纹是供挤压时盛装废液之用，为了从沟纹中引出废液，在辊体圆周上开有与轴向平行的圆孔 60 个，并与沟纹相贯穿，孔径 20～32mm，孔中心距辊面 23mm。小孔型辊是在沟纹辊的基础上改进而成的，即将上述的沟纹辊的沟纹加宽成 8mm，外包 1mm 厚的钻有 ϕ1.2mm 孔眼的不锈钢滤板。小孔双辊挤浆机的优点：可以省去易磨损的刮刀，避免排液孔被堵，纤维流失少，制造方便，寿命长。挤浆辊的辊体是整体铸造的，材料为强度高、耐磨、耐腐蚀的 HT300 铸铁。两辊辊面间距可根据工艺要求在 0～22mm 之间调整。为防止浆料从两辊之间的端部溢出，在压辊

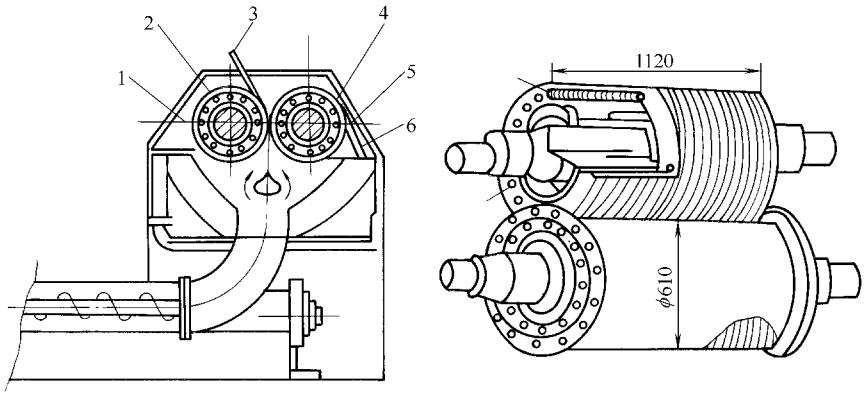


图 5-22　双辊挤浆机的结构

1—浆槽　2、4—压辊　3、6—梳刀刮刀　5—纸浆排出

两端装有法兰凸缘。

（2）刮刀和梳刀：刮刀是用于从挤浆辊上剥浆用的。一般用不锈钢板做成。梳刀是用于疏通和清除沟纹内的纤维杂质，是用不锈钢刀片组装成，安装在机架的两端，梳刀装置如图 5-23 所示

（三）使用时注意事项

双辊挤浆机既可用单台洗浆，也可三台串联逆流洗浆。使用时应注意以下几点：

（1）掌握好进浆浓度，滤水性差的草浆为 8%～10%，滤水性好的木浆也应在 4%以上。浓度太高易堵塞分浆器而不上浆，太低易从两辊间喷浆也不上浆。

（2）在进浆前必须用螺旋多孔式出块机等捕集硬块的装置，以防损坏压辊。

（3）挤浆机的进浆压力一般要在 59kPa 以上，否则无法上浆，可通过辊间间隙和转速来调节，必须保持沟纹孔道畅通，反冲洗废液的压力在 198kPa 以上，以防压辊堵塞。

（4）停机时间较长时，应在停机时将沟槽内的杂物洗净，以防其干后结成硬块，开机时使梳刀变形或损坏。

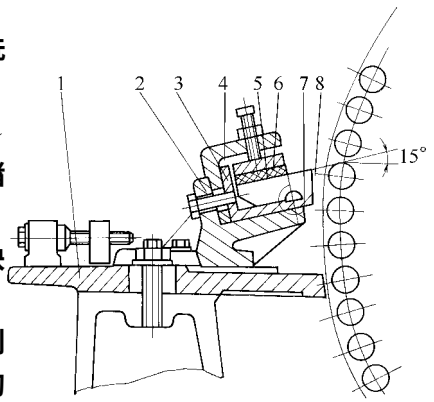


图 5-23　双辊挤浆机的梳刀装置

1—底刀　2—支架　3—梳刀底座　4—轧头　5—缓冲橡胶　6—压板　7—垫片　8—梳刀片

（四）双辊挤浆机的新进展

双辊挤浆机由于无浆料打滑和跑浆问题，挤出浆浓度高，无需高位建筑产生压力差和真空系统，所以近年来得到了迅速发展，如瑞典、加拿大等国研制出具有置换洗涤作用的双辊挤浆机，本书将其归类于置换洗涤设备中介绍，在此介绍俄罗斯推出的配有洗涤装置的新型双辊挤浆机的结构，如图 5-24 所示。

工作原理是：当要洗涤的浆料送入挤浆机槽中后，槽中的两个孔辊彼此相对地转动，在进浆压力作用下浆料在两辊面上脱水并形成浆层，浆层随辊旋转到辊间挤压区挤压进一步脱水，浆浓度达 35%以上，在孔辊上方装有湿润刮刀，往其中加洗涤液，从此刮刀留下的洗涤液把从两辊压区出来的浆料层浸湿，继之浆层在挤压辊和孔辊之间再次挤压脱水，浆层被

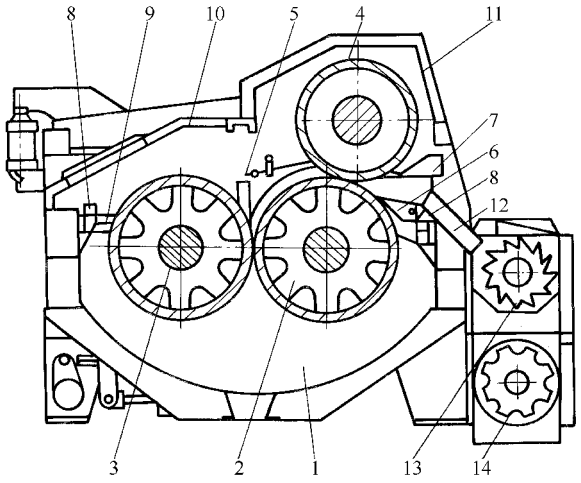


图 5-24　新型双辊挤浆机的结构

1—机壳　2—孔辊　3—游动辊　4—挤压辊　5—润湿刮刀　6、7—上、下刮刀　8—喷水管　9—纵向密封　10、11—机罩　12—溜槽　13—螺旋碎解机　14—混合器

碎解机碎解开，进入混合器与来自下一段的稀废液混合进入下一段挤浆机。挤出的废液进入辊内空腔中，并沿辊轴向在端面排出。

两个孔辊都是在直通轴上焊有多道肋板，辊底靠近圆周处有溜液槽和穿通的出液孔，辊面上铺有钻小孔滤板。

由于这种挤浆机能有效的加洗涤液，除具有稀释—压缩的方法洗涤外，还有置换洗涤作用，所以洗涤效率高。当进浆浓度为 3%～5%，出浆浓度为 35%，采用两段和三段洗涤装置洗涤时，废液提取率可达 96%和 98%。

这种挤浆机的主要优点是：①结构简单、可靠、寿命长；②洗涤水消耗量低（不高于 3.5m^3/t 浆），稀释因子低（小于 1.7）；③由于具有挤压和稀释扩散作用，废液提取率高。

三、环式双筒挤浆机

环式双筒挤浆机又称双鼓浓缩机、CPA 型浓缩机和双筒偏心挤浆机等。它只能用于纸浆的浓缩而不能用于纸浆的洗涤。如高浓盘磨机前浆料的脱水，各种浆料的筛渣进入高浓盘磨机前的脱水等。进浆浓度 1%～3%，出浆浓度 25%～35%。

（一）工作原理及特性

环式双筒挤浆机的工作原理与双辊挤浆机相似，当要脱水的浆料进入内外辊筒形成的间隙区后，首先在浆料液位差的作用下，在内、外辊筒上自然过滤脱水，并在辊面形成浆层，继之随辊筒旋转进入内外辊筒形成的挤压区受到挤压脱水，经挤压后的浆层大部分附着在内辊筒表面上，小部分附着在外辊筒表面上，二者均被刮刀剥至螺旋输送机内，打散后送出机外。进入内辊筒的滤液经两侧管道进入滤液槽，与外辊筒的滤液汇集，并经滤液排出口排出。

环式双筒挤浆机的特性是：①由于两个辊筒套装起来，便把浆层带进压区的腔道变得平缓，有效挤压区增长，在同样的速度下，浆层受到的挤压时间长，脱水效果好。②在挤压脱水之前，浆料在两个辊之间经过一个很长的过滤区形成的浆层厚。这样就把自然过滤与挤压脱水有机的结合起来，提高脱水效果，进浆浓度低，出浆浓度高。③设备紧凑，占地少，操作简便，运转可靠。

（二）设备结构

环式双筒挤浆机的结构如图 5-25 所示，它的主要部件为一大一小的辊筒。小辊筒偏心地套装在大辊筒内。辊筒的两端与槽壁上的端环之间的缝隙是用尼龙密封带密封。

（1）内、外辊筒：内外辊筒的筒体均是一个不锈钢骨架，厚度约 50mm。内外两辊筒的挤压面上均铺有 3mm 厚的不锈钢板，钻有梅花形排列的 ϕ1mm 滤孔，孔距 2mm。如图 5-25（c）所示。外辊筒与压辊接触的外周铺有 7mm 厚的不锈钢板，开有 ϕ16/17mm 锥孔，与圆

周边缘呈60°螺旋线排列，轴向孔距60mm，如图5-25（d）所示。

内辊筒通过轴颈安装在槽壁托架的轴承内，由传动机构带动转动。外辊筒是依靠内辊筒和外支承辊及压辊来支承的，并靠与内辊筒之间的摩擦力来运转。

（2）压辊：在内外辊筒相切所形成的压区的外面设有一个压辊，其作用主要是对内外辊所形成的压区之间的浆层产生一个挤压或压滤压力，使浆层脱水，并有支承、固定外辊筒的作用。压辊是一个直径500mm的不锈钢辊

（3）刮刀：与内辊筒接触的刮刀一般是用酚醛树脂板制成的，它是装在系紧于槽体山墙上的轴承中。轴承的安装孔是椭圆形的，能对刮刀进行粗调和平行度的调整。刮刀与内辊筒之间间隙的精调可借助于弹簧支承的调整螺丝来进行，间隙约为1mm。

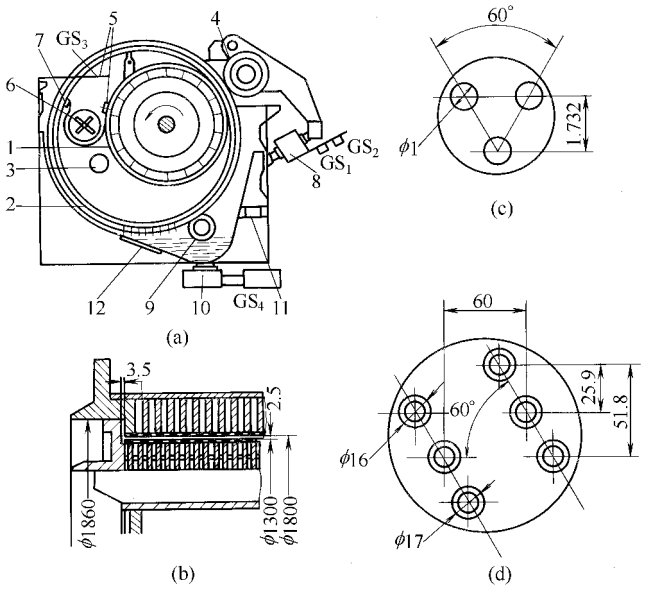


图5-25　环式双筒挤浆机的结构

（a）结构示意　（b）双筒压区断面　（c）内外辊筒滤孔排列

（d）外辊筒与压辊接触面滤孔排列

1、2—内、外滤筒　3—浆料入口　4—压辊　5—钢丝刮刀

6—出浆螺旋　7—排水管　8—气压缸　9—托辊

10—滤液出口阀　11—溢流浆管　12—检查孔

与外辊筒接触的刮刀为一被夹持器拉紧的钢丝绳，夹持器有椭圆形孔，用于调节钢丝绳与外辊壁的间隙。

环式双筒挤浆机由于其结构的特性，开、停机操作都必须按正确顺序进行，否则易损坏设备，所以整个操作过程都是自动控制的。控制装置有电气系统和气动系统。挤浆机配有0.4MPa和0.05MPa的高、低压空气。辊筒的传动电机与螺旋输送机传动电机有联锁装置，只有螺旋输送机启动后才能启动辊筒的传动电机。停机时则与上述程序相反。

四、双网挤浆机

双网挤浆机又称双网压滤机，夹网式压滤机。它是约在1960年前后由奥地利的安德里兹等公司研制出的一种用于造纸工业的纸浆和废纸脱墨污泥等脱水的设备。由于其具有脱水性能好、效率高、能耗低、占地面积小，尤其适应于中高浓制浆新工艺的需要等优点，所以国外许多厂家现在都在制造这类设备，我国是在1985年开始研制双网挤浆机，现在已有近十家可以生产。最初主要用于粗浆筛选后浆料的浓缩和补充洗涤，高浓漂白前、打浆前和粗渣再磨前浆料脱水用。现在经过改进也可用蒸煮后浆料的洗涤用。国产双网挤浆机的进浆浓度为1.5%～4%，出浆浓度15%～30%，产量15～120t/d。国外的双网挤浆机进浆浓度为3%～12%，出浆浓度35%左右。

（一）工作原理

当网前箱以一定的速度和浓度将纸浆喷射到网上之后，纸浆一般是先在一张网面上利用

自身重力进行脱水，而后进入由双网逐渐合拢的楔形脱水区在网的挤压力和真空箱的抽吸力作用下双面脱水，再利用网在导辊等的包绕段上的张力，在S形回转区逐渐增大挤压力脱水，最后通过数对压辊或由强力挠性带同压辊形成的宽压区压榨脱水。

双网挤浆机脱水时间长，压区长，压力差逐渐加大，可获得很高的浓缩比和出浆浓度。

（二）双网挤浆机的结构

由于双网挤浆机具有许多优点，尤其适应于中高浓制浆新工艺的需要，所以随着近年来中高浓制浆技术的迅速发展，双网挤浆机得到了广泛的应用。国内外有众多厂家生产，各个厂家所生产的双网挤浆机的工作原理相似，但在结构上却有一定的差别，图5-26为双网挤浆机结构图。

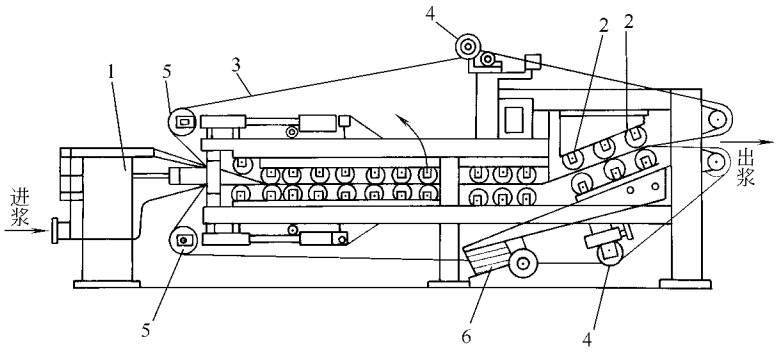


图5-26　双网挤浆机结构

1—流浆箱　2—压榨辊　3—无端网　4—校正辊　5—张紧辊　6—加压装置

双网挤浆机类似长网造纸机的网部和压榨部结合在一体，很多部件可以选用造纸机的部件。

（1）机架：机架是由左、右侧板和横梁等部件组成的焊接结构。机架是挤浆机的主体件，它支撑各种辊子、张紧装置、清洗装置和拖动滤网运行，完成脱水、洗涤功能。对各辊的平行度和轴辊两段轴颈的同轴度要求非常高，机架在机械加工和焊接过程中必须考虑到变形问题，采取严格的加工工序。

（2）胶辊：挤浆机的脱水辊、张紧辊、校正辊、压辊等表面全都包有橡胶覆层，橡胶硬度为85度（肖氏）。包胶目的除了防腐蚀之外，主要是使胶辊具有弹性，保护滤网和减少因浆层厚度的变化对脱水效率的影响。

（3）滤网校正和张紧装置：校正装置的作用是为了防止滤网跑偏造成滤网撕裂。校正装置一般采用气动自动控制调整和手动补偿校正及电气对网跑偏超位、断电的自动控制系统。气动控制系统是由接触板，气动控制阀，连接架等组成。执行机构是由气鼓、手动校正机构、校正辊、轴承座、支架、管路等组成。接触板始终与运行的滤网接触。滤网正常运行时，气动控制阀及两端气鼓处于充气状态，轴承座处于中立位置。当滤网向左或向右跑偏超过一定范围时，气动控制阀控制气鼓左端或右端充气，另一端气鼓放气，使轴承座上的校正辊一端前后移动，来校正滤网的位置。当滤网跑偏未被及时发现和校正时，滤网超位，电器接触开关自动断电，停止运行，保护滤网。张紧装置用液压或气压控制。张紧辊两端的轴承座是与气（液）压缸活塞杆相连接，同步进行滤网的张紧或松开。

（三）双网挤浆机的特点及使用时注意事项

1. 双网挤浆机的特点

（1）利用双网两面脱水、挤压和压榨脱水，脱水区长，压力差逐渐增大，生产能力大，出浆浓度高，废液提取率对草浆达90%以上，电耗低。

（2）适应废液粘度大，滤水困难的草类浆的废液提取，不会产生在其他洗涤设备中因为滤水困难而产生跑浆现象。

（3）适应中高浓制浆新工艺的需要，如在高浓漂白、高浓打浆、浆渣高浓再磨、废纸的高浓热分散等工序前，用一台双网挤浆机就可代替原先低浓过滤设备和高浓挤浆设备。

（4）设备结构简单，占地面积小，造价低，不需要安装在高位，厂房投资大大降低。

（5）若有硬杂物进入浆层内会损坏滤网和压辊等，所以在浆料进入挤浆机前要经高浓除渣和筛选等处理。

2. 使用时注意事项

（1）保证上网浆料浓度稳定，并应设法除去浆中的硬杂物。

（2）防止网子跑偏，张紧压力应适宜。

（3）上浆厚度应控制在 30～40mm 左右为宜，太厚影响洗涤效果，甚至产生跑浆。

（4）停机时应保证滤网放松，并用清水将设备冲洗干净。

（四）双网挤浆机的新进展

针对蒸煮后浆料洗涤的特殊要求，国外研制出一些适用于蒸煮后纸浆洗涤的双网挤浆机，现介绍一种用于多段逆流洗浆的双网挤浆机。如图 5-27 所示。其机内五段逆流洗涤流程如图 5-28 所示。其工作原理为：蒸煮锅来的浆料被稀释至一定浓度后，由流浆箱均匀喷射到挤浆机的楔形区内，在双网逐渐合拢的楔形挤压下和真空抽吸下脱水，然后利用网的张力在 S 形回旋区挤压脱水，再向网上逆流多段喷淋洗涤液或在回旋区之间使双网浸入逆流洗涤液槽进行扩散、置换洗涤，最后再经压力置换洗涤而完成洗涤过程。

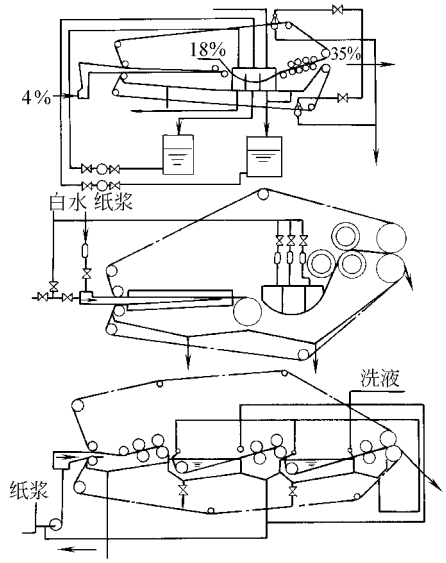


图 5-27　国外新型双网挤浆机的结构

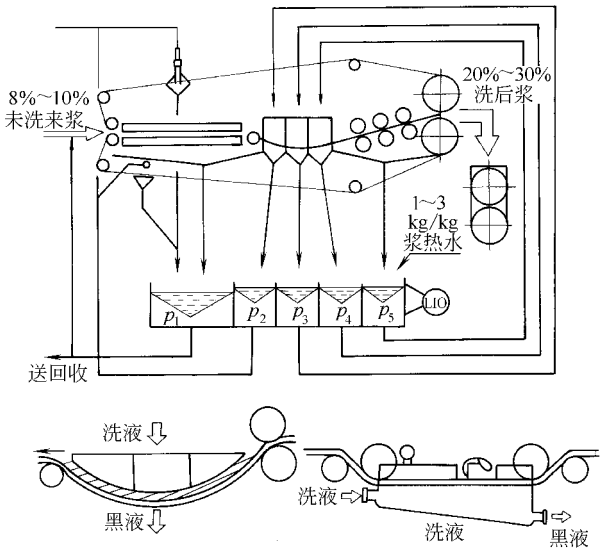


图 5-28　机内五段逆流洗涤流程及洗涤元件

安德里兹公司在 1994 年以后又推出一种新型的双网置换压榨洗浆机，是惟一把置换洗涤和压榨洗涤有机结合起来的洗浆机，其结构如图 5-29 所示。

这种洗浆机相当于把水平带式真空洗浆机与双网挤浆机结合为一体，前半部为置换洗涤，后半部为压榨洗涤。由于出浆浓度可达 37%，所以与真空洗浆机用相同的稀释因子（DF），其清水消耗量不足真空洗浆机的一半，如稀释因子为 1.5m^3/t 时，真空洗浆机需用 8～10m^3/t 清水，而本机只需 3～4m^3/t 清水。为了获得最好的置换洗涤和废液提取效果，在压榨洗涤段前用二至四段置换洗涤是必要的。其工作过程是：3%～10%浓度的浆料由一个特殊的网前箱送到滤网上，经预脱水后浆层再在二至四段逆流置换洗涤区洗涤。在预脱水

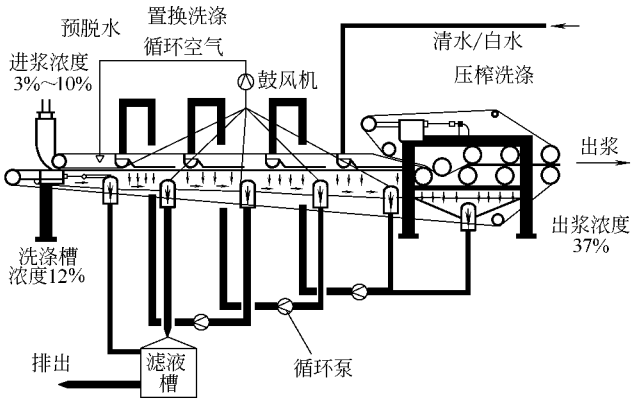


图 5-29　双网置换压榨洗浆机

区、置换洗涤区必须由鼓风机产生一低真空度以利于置换洗涤。为了减少对环境的冲击，大部分空气又循环进入到洗浆机罩内，只有少部分外排以保持洗浆机罩内少许负压，避免泄漏。置换洗涤后的浆层再经 2～4 道压榨后出浆浓度达 35％以上。洗涤清水是加到压榨区前的最后一道置换洗涤区，进入浆层的干净滤液大部分在压区中被压榨出来。把压榨区的滤液与最后置换洗涤区的滤液合到一起用于前段置换洗涤，从而可以用较低的 DF，获得高的置换率。由于双网置换压榨洗浆机具有非常高的出浆浓度，所以其洗涤效率比其他任何单台洗浆机都高，如只有两个洗涤区约相当于两道常规洗浆机的洗涤，有四道置换洗涤区可以代替三台常规洗浆机。

五、偏心旋转式挤浆机和双锥盘挤浆机

（一）偏心旋转式挤浆机

偏心旋转式挤浆机是国内工厂研制出的一种高效挤浆机，可用于蒸煮后纸浆废液提取洗涤和高浓漂白、高浓打浆前纸浆的浓缩脱水之用。进浆浓度 3％～7％，出浆浓度对于草浆可达 20％～30％。

1. 工作原理

该设备为容积式固液相分离设备，工作过程中是通过对浆料产生的挤压过滤作用，达到脱水的目的。浆料从进浆口进入挤浆机过滤挤压空间后，由于转鼓是偏心安装的，转鼓上的刮板所形成的空间随转鼓旋转容积不断缩小，浆料受到挤压力，在这个挤压力作用下，使浆料中的液体通过转鼓上和机壳上的滤板进行双面脱水，达到需要的浓度后由出料口排出。

2. 设备的结构

偏心旋转式挤浆机的结构如图 5-30 所示，由两个不同心的圆柱面作为内、外筛板构成挤压脱液腔，内筛板和刮板是由驱动装置带动旋转的，刮板在内筛板的径向是等角分布，其一端可穿过内筛板面深入到挤压脱水腔，另一端通过滚轮始终保持与一个固定凸轮缘相接触。内外筛板的偏心安装使得其间构成的挤压脱水腔成牛角形，压缩比一般为 1：（4～6）。为了顺利排出脱水后的浆料，在出料口处设置出料铲板；在出浆口处还设有密封清理块，其作用是清除附在内外筛板上的浆料，以防筛板被堵，同时具有将进出浆腔分隔成两部分，即将刚进入挤浆机的低浓浆料与脱水后的高浓浆料分隔开。由于在工作过程中，内筛板是与浆料一起旋转的，而外筛板是固定的，所以内筛板与浆料之间是相对静止脱水，其脱水时细小纤维流失少，而外筛板与浆料间是相对运动脱水，其脱水时细小纤维流失大，为了克服这个问题，在设计上一般是使外筛板的开孔率和孔径小于内筛板，其筛板的开孔率和孔径大小，是随着挤浆机的使用位置和浆种不同而不同。为加工、安装、维修等方便，外筛板可以分成多片制造，使用时用螺栓连接。

为了使出浆浓度可以按照要求进行调节，在出浆口和挤压脱水腔之间设有脱水干度调整

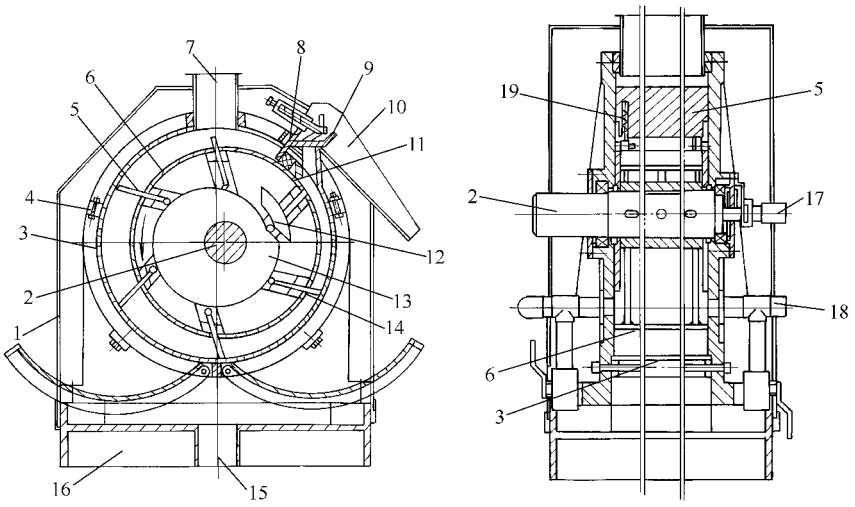


图 5-30　偏心旋转式挤浆机的结构

1—机罩壳　2—驱动轴　3—可拆装外筛板　4—外筛板连接螺栓　5—刮板　6—内筛板
7、10—进、出浆口　8—密封清理块　9—脱水干度调节器　11—出浆挡板
12—刮板回位导轨　13—凸轮　14—刮板滚轮　15—废液出口　16—底座
17—刮板清理机构　18—内筛板清理机构　19—刮板位置补偿弹簧

挡板，如要提高出浆浓度，可调紧挡板，反之则调松挡板，为了防止内、外筛板的筛孔被浆料堵塞，设有高压水清洗机构，以便对筛板、刮板等进行清洗。为适应挤压脱水腔空间的变化和补偿刮板与外筛板接触而产生的磨损，在刮板上设有自动位移补偿弹簧。

3. 偏心旋转式挤浆机的特点

（1）占地面积小，动力消耗低，可用于蒸煮后浆料废液的提取，一次废液提取率可达80%以上，也可用于高浓漂白和高浓打浆前浆料的浓缩。

（2）由于是容积式脱水设备，所以，只要进浆浓度稳定，挤浆机的转速一定，可对后续设备进行高浓定量供浆，从而可解决高浓供浆因无法准确控制进浆量，而影响后续设备正常运行的难题。

（3）设备结构简单，操作方便，易损件少，维修量少，设备安装位置无特殊要求。

（二）双锥盘挤浆机

双锥盘挤浆机是日本和加拿大的两家公司在20世纪60年代初推出的浆料洗涤浓缩机，国内20世纪90年代初也研制出同样的产品。主要用于蒸煮后纸浆的废液提取，也可用于浆料浓缩用。进浆浓度8%～12%，出浆浓度35%～45%。浆料在设备内主要受到挤压作用，且挤压时间比双辊挤浆机长，而摩擦作用则比螺旋挤浆机小得多，所以双锥盘挤浆机效率高，动耗小。

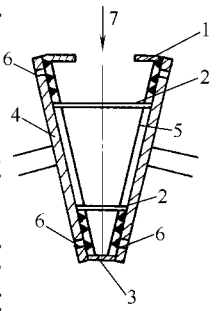


图 5-31　双锥盘挤浆机工作原理

1—顶壁　2—中心环
3—底壁　4—锥盘
5—滤水板　6—排夜孔
7—进浆

1. 工作原理

双锥盘挤浆机的工作原理如图5-31所示。

两个挤浆盘是倾斜安装，使其之间形成锥形空间，挤浆盘表面覆盖着滤水板，在两个挤浆盘之间内部设有中心环，外部设有顶部、底壁板，

由中心环、顶壁、底壁板和挤浆盘的滤水面之间形成一个环状锥形通道。浆料进入锥盘内后，随锥盘旋转，间隙不断减小，浆料受到挤压力逐渐增大，通过滤水网脱水排出，脱水后的浆料经过最小间隙后从出口排出。

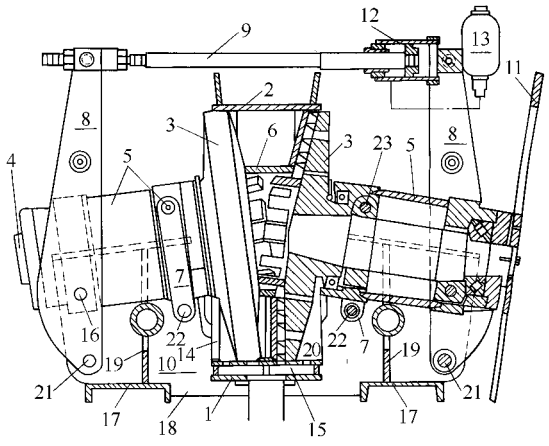


图 5-32　双锥盘挤浆机的结构

1—底壁　2—顶壁　3—带孔锥盘　4—主轴　5—轴承座　6—中心环　7、8—可摇动的杠杆　9—连杆　10—框架　11—链轮　12—水力活塞　13—蓄压器　14—侧壁　15—小室　16、23—销钉　17—基座　18—框架侧板　19—连接板　20—侧板外扩部分　21、22—支点

2. 双锥盘挤浆机的结构

双锥盘挤浆机型式有多种，主要差别在锥盘的传动方式和加压机构方面，其他方面差别不大。一种典型双锥盘挤浆机的主体结构如图 5-32 所示。

由图可见，挤浆盘本身不是锥形，而是挤浆盘呈倾斜安装所形成的挤浆空间为锥形的。挤浆盘直径最大可达 1.52m，用不锈钢或铸铁铸造而成，表面覆盖有多孔滤水板。挤浆盘分别安装在各自的轴上，两根轴装在同一垂直平面内，轴线各自与水平面成 7.5°。主动盘通过传动装置由主轴带动，可在 0.75～10r/min 范围内转动。被动盘是由主动盘带动旋转，并可轴向移动，被动盘的轴上装有弹簧或液压缸，在锥盘挤压浆料时，使浆料受到稳定的压力，过载时起安全作用。

本图所介绍的挤浆机是用液压通过杠杆装置来调节挤浆盘加压的。

第五节　置换洗涤设备

置换洗涤器的英文原意是“扩散洗涤器”(Diffuser washer)，所以该设备也称为扩散洗涤器。但随着对置换洗涤原理的深入研究，认为这种设备的洗涤过程完全是一个置换过程。故称为置换洗涤器。

一、常压置换洗涤塔

常压置换洗涤塔是 1965 年由瑞典卡米尔公司发明的一种新型高效洗涤设备。它最初用于漂后浆料的洗涤，代替传统的鼓式洗浆机，后来又用于蒸煮后浆料的洗涤。进浆浓度 9%～11%，洗涤效率达 90%以上，纸浆温度 85～95℃，洗涤液温度 70～80℃。若用在卡米尔连续蒸煮器下部洗涤，则洗涤温度可达 130～140℃。

(一) 工作原理

未洗浆料由置换洗涤塔的下部进入，缓慢地通过各筛环之间。洗涤水则由上方的轴芯进入，由伸入各筛环之间的分布管流入浆层之中，随着分布管围绕轴心的转动使洗涤水沿筛环分布均匀。进入到浆层中的洗涤液则穿过浆层，向两侧的筛板移动，将浆内的废液置换出来，进入筛环的空心夹层中，由连接各筛环的径向排液管排出。洗涤好的浆料上升超过筛环上边缘时，被安装在旋臂上的刮刀从顶部刮到浆槽中，在浆槽的出口处进入贮浆池内。为防止筛环堵塞，整个筛环借液压缸的推动，随浆料一道缓慢上升一定距离后，迅速落回原位，在此瞬间内排液阀关闭，停止排液，使浆层与筛板急剧摩擦，保持筛面清洗防止堵孔。

（二）常压置换洗涤塔的结构

用于蒸煮后浆料的洗涤和用漂后浆料洗涤所用的置换洗涤塔的基本结构是相似，如图5-33所示。

单段常压置换洗涤塔主要由筛环、卸料装置、喷洗涤液装置、筛环支撑及排液装置、筛环升降装置及外壳等组成。在洗涤器中一般设有3～6个筛环，其是浆料与洗涤废液的分离装置，筛环高度750～1500mm。筛环的断面结构如图5-33（b）所示，是一个由两面滤板构成的空心夹层环带，中间的纵向隔板为筛板的骨架，一般用不锈钢板制成；横向隔板的作用是将进入筛环内的滤液分成两种不同浓度；为了防止滤板受压力过大而损坏，在纵向隔板上焊有若干条加强筋（支撑）。滤板滤孔直径为1.52～1.78mm，开孔面积为6%～33%。滤板也有开有长缝的，长缝滤缝规格为1.52mm×7.7mm，开孔面积约为2.5%。

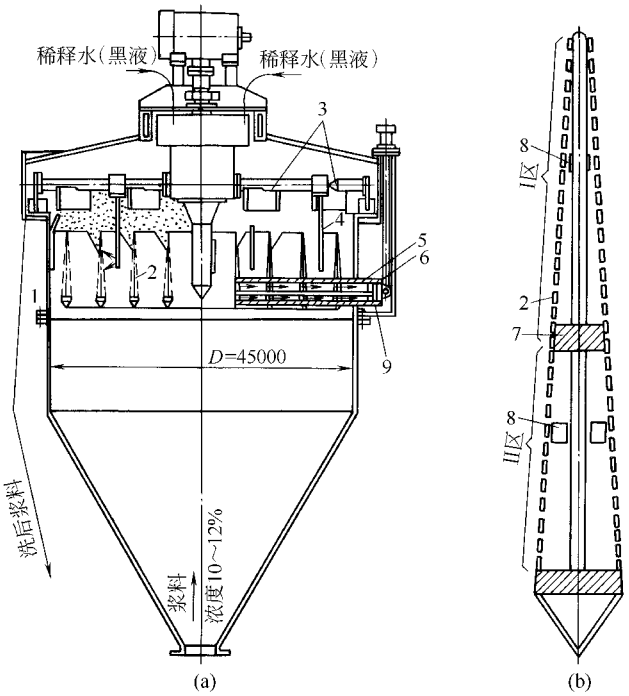


图5-33　常压置换洗涤塔的结构

（a）置换洗涤塔　（b）筛环断面

1—外壳　2—筛环　3—卸料刮刀　4—连接管　5—支撑管　6—筛环振动机构　7—筛环隔板　8—支撑　9—支撑隔板

卸料装置是在一个在中心旋转的轴上焊接4根或6根转动的横臂上安装刮浆板、圆周刮浆板组成的。洗涤后的浆料先由装在转动横臂上的刮浆板刮到圆周，再由圆周刮浆板刮到出浆口输往贮浆槽。

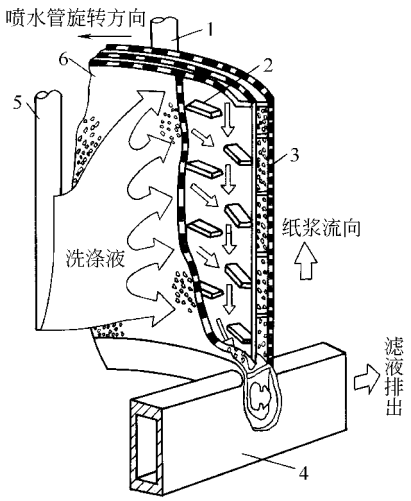


图5-34　筛环局部剖视及浆水流向示意

1、5—喷水管　2—加强筋　3、6—筛环　4—筛环支撑壁

喷洗涤液装置是由带中央分配器的总管进液装置（悬挂在装有止推轴承的垂直轴上）和洗涤液喷淋管组成。总管进液装置就是上述卸料装置的转动横臂，其上接有若干个喷淋液管。在电动机的带动下以7～10r/min的速度旋转向各滤板之间的浆层中喷淋洗涤液，旋转喷淋洗涤液可保证在洗涤浆料中均匀分布洗涤液，为置换浓废液创造了良好条件。由于圆筛环之间的浆料量由里向外随直径的增大而增加，所以喷淋洗涤液的量也是由内向外增加的。

所有筛环的下部都固定安装在支撑臂上，支撑臂一般只有6根，断面为中空矩形管，兼作洗涤废液排液管，所以称为筛环支撑和排液装置，其之间的关系和各物料流向如图5-34所示。

筛环的升降装置是由筛环支撑臂的末端伸向外侧与液压缸阀杆相连组成的。其作用是：使筛环缓慢地以与浆料相同的速度运动，升高到规定高度时，又借助液压

缸的液压作用瞬时下落，依靠浆层的摩擦，防止筛孔堵塞。

（三）常压置换洗涤塔的特点

（1）浆料经历的洗涤时间长达 5～10min，比传统鼓式洗浆机长 10 倍左右，洗涤效率高达 90％以上。

（2）设备全部密封，洗涤时不与空气接触，几乎不产生泡沫，也不会散发臭味，可减少对大气的污染，同时不用消泡器，对树脂含量大的原料也不需使用消泡剂。

（3）和连续蒸煮设备配用，流程上可不设喷放锅和送浆泵简化流程，便于实现遥控和计算机控制。

（4）和真空洗浆机组相比，设备本身价格高，但因可以建在贮浆塔上方或建在室外，节省建筑面积，工程总投资可降低 30％。同时动力消耗比较低。

（5）稀释因子为 2～3，比较高。同时筛环上下往复运动的油压自控系统比较复杂，一旦局部产生故障就会影响整个系统的运行。

二、压力置换洗涤塔

置换洗浆时存在着溶质从吸附于纤维上向洗涤液的横向扩散，优于稀释、扩散、过滤的洗浆过程。置换的动力为过滤压力差，若压力差过小或浆层过厚，则置换过程缓慢，甚至产生溶质的逆向扩散。而常压置换洗涤塔中的过滤压力差主要为浆料中液位差，所以一般情况下压力差比较小，置换过程也比较慢，单位筛板过滤面积生产能力仅为 2～3t／(d·m^2)。为了提高置换洗涤器的过滤压力差，卡米尔公司又开始建造压力置换洗涤塔，并于 1979 年正式投产应用。压力置换洗涤塔使洗浆过程在密闭加压下进行，提高了洗浆温度和浓度，充分利用纤维网络的多孔性和稳定性利用高温纸浆粘度低和扩散快的条件为纸浆与洗涤液的逆流置换创造了良好条件，置换速度快，减少泡沫和热损失。单位筛板过滤面积的生产能力为 15～30t／(d·m^2)。洗浆浓度 10％～11％。最大工作压力为 1.033MPa，温度可达 150℃。压力置换洗涤塔目前主要用于转鼓式洗浆机或常压置换洗涤塔最终洗涤之前，也可用于卡米尔连续蒸煮锅与喷放锅之间，用作提取浓废液的第一段洗涤设备。

（一）压力置换洗涤塔的结构

压力置换洗涤塔的结构型式有许多种，按浆料在筛环内外流动分为内流式和外流式，浆料也可以从塔顶部进入底部排出，或是底部进入从塔顶部排出。图 5-35 所示为顶部进浆的外流压力置换洗涤塔，图 5-36 所示为底部进浆的内流压力置换洗涤塔。

内流式压力置换洗涤塔的内部结构如图 5-37 所示，洗涤塔的外壳、洗涤水分布导流板及筛环均用不锈钢板制成。

筛环的内壁是用不锈钢板卷制成圆筒形，在表面上间隔焊上加强筋后，铺上不锈钢筛板而成的。滤板上钻孔约 ϕ1.2mm，开孔率 14％。加强筋的间隙处为滤液通道，筛板与内壁间呈锥形，以便筛环向下快速运动时，筛板内的滤液被强制地逆向通过筛板对筛板有冲洗作用，防止堵塞。

外壳的内壁焊有若干层洗涤液分布导流板，外壁接有一系列洗涤液分配管和喷嘴，如图 5-37（a)。导流板保证了洗涤液能以垂直的和沿着环行方向上均匀的向浆料中流动，以便置换洗涤均匀。

外流压力置换洗涤塔的内部结构相当于把内流式塔反向卷制而成，即使其筛环成外壳，而使其外壳及洗涤液分布导流板成为内壁。

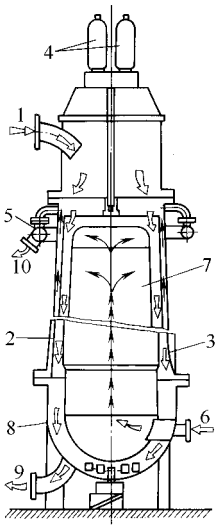


图 5-35　外流式压力置换洗涤塔

1、9—浆料进出口　2—外壳　3—圆筒筛板　4—液压传动装置　5—黑液集流管　6—洗涤液入口　7—黑液室　8—卸料器　10—黑液出管

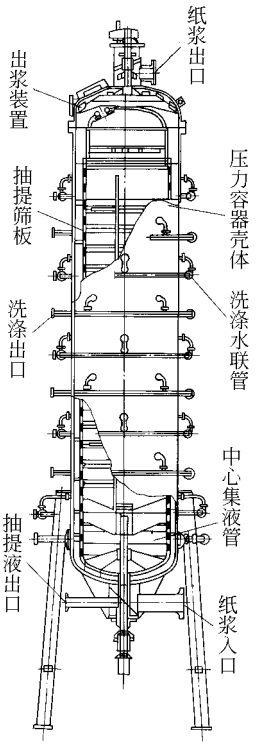
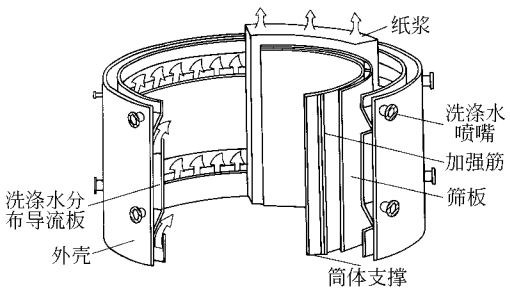
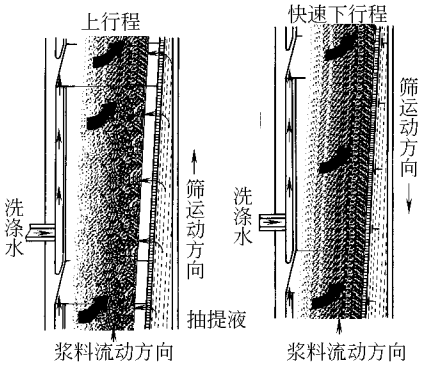


图 5-36　内流式压力置换洗涤塔



(a) 压力置换洗涤塔的内部结构图



(b) 浆料和筛板运动方向

图 5-37　内流式压力置换洗涤塔的内部结构

（二）压力置换洗涤塔的工作原理

以纸浆从下向上流动的内流式压力置换洗涤塔为例。纸浆在筛环外侧从下向上流动，先后与塔外侧的一系列分配管和喷嘴进入压力壳体内壁的洗涤液分布导流板来的具有一定压力的多道洗涤液接触，洗涤液在高压作用下穿过浆层置换出的滤液朝内流经滤板向下流出塔外。筛环由塔顶的液压升降装置通过拉杆带动着随浆层上行，在行至最上端后又迅速下降，由于滤板之内的滤液通道是锥形的，瞬间下降引起滤板内滤液倒流反冲，防止滤板堵塞。洗

后浆料在塔上部借助出浆装置和压力作用下排到贮浆塔中。

（三）压力置换洗涤塔的特点

与常压置换洗涤塔相比，除了具有常压置换洗涤塔的特点之外，还具有以下优点：①设备结构更紧凑；②生产能力更大，目前最大产量为 1200t／d；③稀释因子大大降低，在稀释因子为 1.6m³／t 浆时置换系数达到 0.9；④洗涤时温度更高，最高可达 150℃下操作。

三、双辊置换压榨洗浆机

（一）双辊置换压榨洗浆机的工作原理

如图 5-38 所示，在双辊置换压榨洗浆机内，压榨辊的工作情况可分为三个区：

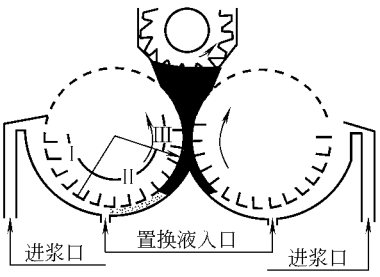


图 5-38　双辊置换压榨洗浆机的工作原理

Ⅰ－脱水区　Ⅱ－置换区　Ⅲ－压榨区

Ⅰ脱水区，Ⅱ置换区，Ⅲ压榨区。当浆料在 2%～5%的浓度下，由浆泵以 0.02～0.06MPa 的压力下打到洗浆机的浆槽后，在进浆压力和液位差压力作用下，开始在压辊Ⅰ区脱水，浆中废液通过辊面上的滤孔进入辊内，然后经辊两端开口排出。辊面上形成连续浆层，浆层的厚度受进浆的浓度、温度、浆槽压力和压辊的转速影响，随着压榨辊的转动，到达置换区Ⅱ时，浆料浓度约为 10%左右。在置换区浆料与洗涤液接触，置换出浆中原有废液，这种置换作用一直进行到浆料进入压榨区为止，在压榨区，浆料被挤压到要求浓度 30%～40%，在压区的上部由输料螺旋将浆料送到机外。

（二）双辊置换压榨洗浆机的结构

双辊置换压榨洗浆机的结构如图 5-39 所示。

（1）压榨脱水辊：两个压榨脱水辊是同步反向旋转的，两辊都有中空直通轴，轴上焊有多道肋板，在肋板表面铺有可以承受重载的辊壳，在辊壳上有可供滤液排出的呈辐射状排布的滤液沟槽，在其表面铺有焊接在辊体上的小孔滤板。其中一个辊是固定的，另一个位置是可以调节的，以改变两辊之间的间隙。两辊间的挤压力是通过保险阀控制的，以便在超载时保护两压辊。为了防止泄漏，两个压辊是通过自动调节密封槽密封的，两个辊之间是通过液压作用相互挤压进行密封的。压辊的材料是用不锈钢制成。压辊直径 600mm、900mm、1200mm 三种，辊宽 1500～4500mm，压辊间隙 0～19mm。

（2）浆槽：用不锈钢板焊接的，具有进浆管和浆料分布管，浆流是通过限制板调节的，以便为获得均匀分布的浆料悬浮液。浆槽的底部的盖板是可以打开的，以便内部清洗和检修。

（3）出浆破碎螺旋：是一个带有齿型螺旋的

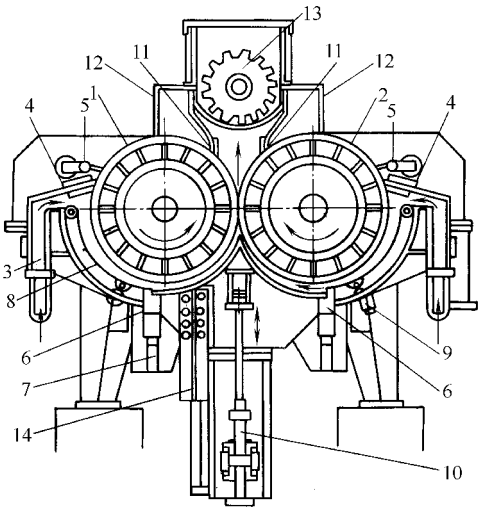


图 5-39　双辊置换压榨洗浆机的结构

1—固定辊　2—移动辊　3—进浆槽　4—进浆刮刀　5—带有清洗毛刷的高压喷淋管　6—洗涤液进口　7—手动调节升降的液压缸　8—弧板　9—弧形板调节与固定螺栓　10—山形底板升降液压缸　11—出浆刮刀　12—罩板　13—出浆破碎螺旋　14—升降位置标尺与滑轨

螺旋输送机，它可以有选择的将脱水后的浆料从脱水压榨机的一边或两边输送出去。螺旋直径 450mm、580mm。

（4）刮刀：把压辊上的浆层刮下来，以便螺旋输送机送到浆槽中去。

（5）喷水管：用于清洁辊面的，由于喷水系统是自净的，因此可以使用从压榨处来的含有纤维的白水作为喷淋水。

（6）辊的液压传动和速度控制：每个压榨辊都是由二台液压马达驱动的，液压马达在整个速度范围之间给出恒定的转矩，这对获得好的脱水效果是非常重要。压辊的转速是由油泵的供油量控制的，而液压马达的油压是通过过滤器控制装置操纵盘控制的。油压大小取决于转矩，它是随着通过压区间隙的浆层厚度的变化而变化的。

（三）双辊置换压榨洗浆机的特点

（1）双辊置换压榨洗浆机是集稀释脱水、置换和压榨三要素为一体的洗浆机，能够有效地除去浆料中可溶性固形物，尤其是 COD 除去率更高，从而可降低漂白化学品消耗。

（2）进出浆浓度高，使洗涤耗水量低，吨浆废液量为 $5m^3$ 以下，污染小；且输送等设备容量降低，动耗降低，后续漂白浓度易控制。

（3）设备容易操作，对产量变化不敏感，对高固含量不敏感，容易开机和维护。

（4）设备产量大，最大可达 3000t/d，可满足超大型纸浆厂只建一条纸浆生产线的要求。设备结构紧凑，占地面积小，建筑费用低。

（5）设备适应范围广，可用黑浆和漂后浆洗涤。由于出浆浓度高，设备密封性好，可作为各段之间的保护屏障。

（6）浆料中的硬杂物易损坏压辊，所以洗前需先筛选，以除去粗大硬杂物。

四、鼓式置换洗浆机

鼓式置换洗浆机简称为 DD 洗浆机，是芬兰奥斯龙公司推出的新型洗浆设备，它是在一个转鼓上分成多段进行洗浆，一台洗浆机即可完成全部的洗涤工作，具有真空洗浆机、水平带式真空洗浆机和压力洗浆机的特性和优点的洗浆机。国内一些纸厂引进该设备洗涤硫酸盐化学木浆，黑液提取率达 96%以上，吨浆碱的损失在 7kg（以 Na_2SO_4 计）左右，达到国内先进水平。洗浆的主要工艺条件：进浆浓度 2.5%～8%，进浆压力 0.03～0.08MPa，出浆浓度 15%。

（一）工作原理

经除节后的未洗浆以适当的浓度和压力泵送入浆层成形区，在无空气干扰下和进浆压力作用下，浆料在成形区大量浓缩脱水，并快速而均匀的形成浆层，滤液通过滤板后，经转鼓两端的分配阀流至区间的管路中进入黑液槽。当成形区的腔室全部被纸浆充满至隔板顶端时，浆层被挤压至一定厚度的过滤层，当这个腔室转过第一块密封挡板时，过量的纸浆被挡回。在运行时，由于进浆压力和流量基本稳定，因而从成形区进入洗浆段的浆层厚度和紧密程度基本一致，在浓度 10%～12%时进入洗浆段。

在置换洗浆段利用了逆洗法，即第 4 洗浆段用热水洗涤，第 3 段用的洗液用第 4 段泵送来的滤液，第 2 段的洗液用第 3 段滤液，第 1 段的洗液用第 2 段的滤液。第 1 段的滤液进入黑液槽。每一段的洗涤液都是用增压泵增压到一定压力送入的；热水的温度为 100℃，泵送压力可达 0.15MPa。浆层在上述各段逆流洗涤中，浓度仍保持在 10%～12%的范围；经过热水泵和增压泵后各段洗液具有一定压力，保证了浆层洗涤所需的压差，又可防止空气进入

浆层而产生泡沫。

洗浆段之后是真空吸滤区，浆层在真空度约 0.05MPa 的吸滤下增浓至浓度 15%～16%。成为滤饼状，进入卸料段后受到一个压缩空气脉冲压力作用将浆层吹落至下方的碎浆式螺旋输送机。吸滤段的滤液也泵送至第 3 洗浆段作为洗涤液。

（二）鼓式置换洗浆机的主要结构

鼓式置换洗浆机的主要结构如图 5-40 所示。主要有一个转鼓和封闭罩构成，此外还有增压泵、热水泵、封闭挡板、压缩空气和真空系统及各种输液管等。

转鼓是鼓式置换洗浆机的核心部件。转鼓的外表面由不锈钢隔板分隔成若干部分，在相邻的两个隔板之间装有 3mm 厚，开有孔径为 1mm，孔距为 2mm 的不锈钢过滤板，它们构成了洗浆机的过滤室。固定的密封板附在外壳上，它与转鼓表面的隔板相接触，以进行密封。使用密封板将转鼓表面分成成形段，置换洗涤段，真空吸滤段及卸料段。

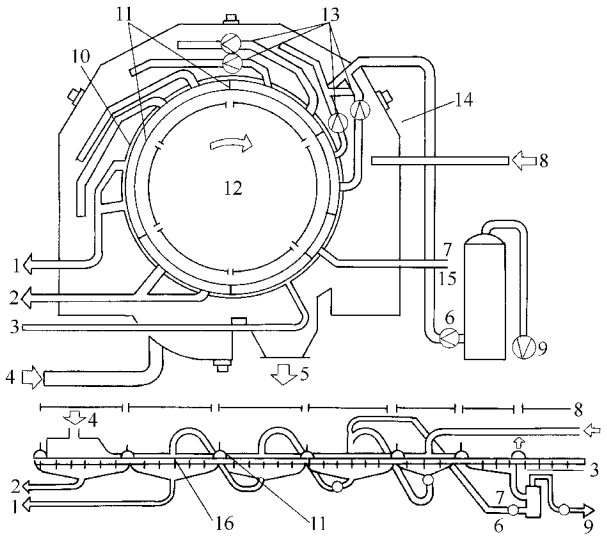


图 5-40　鼓式置换洗浆机结构

1—从第一洗浆段排出的滤液　2—从成形区排出的滤液　3—加压空气入口　4—进浆　5—出浆口　6—从真空箱回流的滤液　7—从第四洗涤段流入真空箱的滤液　8—洗涤水入口　9—空气出口　10—密封挡板　11—隔板　12—转鼓　13—增压泵　14—密封罩　15—气水分离器　16—滤板

（三）鼓式置换洗浆机的特点

（1）良好的置换洗涤。目前国际上洗涤设备正向着高浓洗浆方向发展的同时，强化设备的置换洗涤作用。鼓式置换洗浆机是应用置换洗涤理论进行鼓式多段逆流置换洗涤。由于各洗浆段具有良好的完整均匀的浆层和可调节的置换速率，所以其置换洗涤效率高。黑液提取率在 96% 以上，浓度在 9.0°Be′ 以上，碱损在 10kg/t 浆以下（以 Na_2SO_4 计）。

（2）洗涤液加压下洗涤。大部分洗浆机是靠在浆层底侧产生的真空而达到置换的。当浆料温度接近沸点时，因真空作用而产生闪急蒸发，会造成洗浆困难。而鼓式置换洗浆机的各段置换洗涤液是经增压泵加压后进入置换洗涤段的，置换洗涤液是在压力作用下将浆层中的滤液置换出来，因无真空作用，不会产生闪急蒸发作用，因此可提高洗浆时的浆料温度，洗浆效果好，单位面积产量大。

（3）全封闭无空气洗浆。大部分开放式洗浆机在洗浆过程中，因有大量的空气进入纸浆中而产生大量泡沫，从而极大的影响洗浆机洗浆性能，如图 5-41 所示。在鼓式置换洗浆机中，洗浆滤液具有一定压力，以致在洗浆过程中不可能有空气混入浆中。此外，由于用中浓浆泵和鼓式置换洗浆机配合，中浓泵具有除去纸浆中空气的能力，故浆中空气甚至在它进入洗浆机之前就已被大部分消除。所以可以不用消泡剂和相应的附属设备。

（4）操作简便。全部洗浆设备为单台鼓式，运转性能好。单台机进行操作，控制反馈速度快，开机后几分钟便可达到稳定的操作状态。对洗涤的条件要求不苛刻，只要浆料的硬度适宜即可进行洗涤。

（5）维修量小，设备利用率高。这种洗浆机是全封闭的，密封材料是一个特制的橡胶密封带寿命较长，不必要经常更换，洗浆机滤网是由 3mm 厚的不锈钢板制成，固定在骨架上的永久性滤网，不需更换。传动设备简单，维修量极小，动力消耗低，设备利用率高。

（6）投资省，占地面积小。由于四个逆流洗涤段都在一个洗鼓内完成，且各段之间的滤液是由循环增压泵输送的，因此只需一个黑液槽，而省去其他中间槽、泵、管路和阀门等，占地面积非常小，且不受安装高度限制，所以厂房建筑和设备投资都很少。

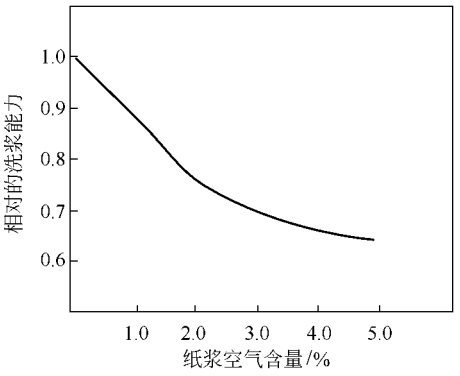


图 5-41　纸浆空气含量对洗浆能力的影响

（四）使用时注意事项

（1）控制好上网浆料的浓度是正常生产的关键，一般应控制在 2.5%～3.5%为佳，浓度低影响生产能力和过滤速度，影响洗涤质量和稀释因子。浓度大，易产生洗浆机负荷过大，堵浆等现象发生。

（2）洗涤水的温度不得低于 60℃，否则将影响洗涤质量和稀释因子。

（3）洗涤浆料的硬度卡伯值不得超过 55。浆料硬度大，滤水过快，易产生洗浆机负荷过大的现象。

（4）要严格控制压缩空气的压力和密封水的压力。一般情况下，压缩空气的压力不得低于 0.5MPa，密封水的压力不低于 0.6MPa，并要保证水的清洁度。因为压缩空气和水压过小，会产生滤液的泄漏，使浆料进入密封区，使洗浆机的负荷过大，密封水不干净则会损坏密封带。

参　考　文　献

1　胡楠主编．轻工业技术装备手册．北京：机械工业出版社，1995

2　[加拿大]G．A．斯穆克著．曹邦威译．制浆造纸工程大全．北京：中国轻工业出版社，2001

3　陈克复．中高浓制浆技术与装置．广州：华南理工大学出版社，1994

4　梁实梅．制浆技术问答．北京：中国轻工业出版社，1994

5　制浆造纸手册编写组制浆造纸手册．（第七分册），（纸浆的洗选漂）．北京：轻工业出版社，1988

6　刘长恩译．硫酸盐法制浆．北京：中国轻工业出版社，1995

7　汤邦权．现代制浆设备．北京：轻工业出版社，1983

8　中国造纸学会碱法草浆专业委员会．常用非木材纤维碱法制浆使用手册．北京：中国轻工业出版社，1998

9　曹邦威译．最新碱法制浆技术．北京：中国轻工业出版社，1998

10　黄运基等编．中国造纸学会 1980 年年会论文集，1980

11　窦正远编．制浆工艺学．北京：中国轻工业出版社，1996

12　吴冰文等编．中国造纸学会第七届学术年会论文集、资料集，1997

13　华南工学院，天津轻工学院合编．纸浆造纸机械与设备．北京：轻工出版社，1981

14　陈献雄．纸和造纸，1993（4）

15 **余能才．纸和造纸，**1997（4）
16 **周海东．中国造纸，**1997（5）
17 **许达生．中国造纸，**1991（5）
18 **李满祥．纸和造纸，**1991（2）
19 **郭长裕．中国造纸，**1994（4）
20 **陈秉锂．浙江造纸，**1999（2）
21 **戴云．纸和造纸，**1993（3）
22 Peter Brauer．Fiber Spectrum 1999．2
23 **李锦林．中国造纸，**1991（5）
24 **李锦林．中国造纸，**1990（3）
25 **邓庭芳．中国造纸，**1984（1）
26 **陈启新．中国造纸，**1991（5）

第六章　筛选净化设备

第一节　概　　述

筛选、净化设备的作用就是最大限度地减少纸浆悬浮液中不符合工艺要求的杂质数量，以便得到洁净良浆可直接送往下一工序。

纸浆中杂质的种类很多，典型的有从外界混入浆料的泥砂、金属颗粒、塑料、橡胶、油墨等及制浆过程中产生的纤维束等非纤维性及纤维性杂质。这些杂质如在抄纸前不除去，就会产生严重的纸病，甚至影响生产。例如，长条状属于大的三维结构的杂物如不除去，不论哪一面均会在纸页的两面突出，易造成纸页的压花或孔洞等纸病；扁平状或纤维束属于线形状的杂物，尽管不会从纸面凸现，但会影响纸的外观，增加纸的尘埃度，更有甚者会降低纸页的白度

根据纸浆中杂质的种类，可使用两种方法去除纸浆中的杂质，即筛选和净化。即基于杂质与纤维的形态不同使纸浆通过筛选设备及基于杂质与纤维的密度不同使纸浆通过净化设备而达到除去杂质的目的。

筛浆机是按阻留粗大杂质的原理工作，具有圆鼓形、圆锥形及平板形的筛板，筛板的开口可以是孔形（圆柱形、圆锥形等），也可以加工成长缝形，孔或缝的大小要适中，以使单根纤维通过，同时要使杂质滞留在筛板表面。良浆借助筛板两侧的静位差和设备自身运动产生的动压头流过筛孔（缝），由筛板阻止的尾浆或称粗渣则被轴向推力或重力排出。筛浆机必须具有防止筛孔被粗渣堵塞的脉冲发生机构，并按这一机构的不同把筛浆机分为离心筛、压力筛和振动筛等类。

与筛浆机不同，净化设备没有筛板，主要利用水力学原理，分别以离心力、重力及外力（如进出浆的压力差）或其他作用使杂质从纤维悬浮液中分离出来。沉砂沟、离心除渣器、涡旋除渣器等都属于净化设备。

近年来，为了简化筛选流程，缩减设备安装位置，生产中已使用了筛浆机与除渣器相结合的混合式筛选设备。如旋翼筛和高浓除渣器结合的旋离筛，除节与筛选相结合的旋鼓式压力筛等属于此类。

第二节　筛 选 设 备

一、筛 选 机 理

近些年来，通过对不同形状的筛板在筛选过程中良浆与粗渣的分离力、筛板进浆侧的流型与纤维网络的形成及再破碎机理、纤维从进浆侧通过筛孔（缝）的运动轨迹以及筛孔（缝）挂浆等水力学现象进行了深入研究，对筛选机理有了新的认识，从而为筛浆机的设计及在应用中提高筛浆机的筛选效率和生产能力提供理论依据。

（一）纸浆流体的分离力

在筛选过程中，保持筛孔畅通是使筛选正常进行的必要条件，故此，既要造成筛板两侧的压力差在单位时间内的大部分时间使良浆顺利通过筛孔，又要使附在或靠近筛板的粗渣在很短的瞬间离开筛孔。同时，仅仅使粗渣沿着与筛板垂直的方向离开筛板还是不够的，还必须使它流向排渣口排出筛外，否则，会引起堵塞，破坏筛选。因此，在压力筛中，纸浆受到以下三种力的作用。

流体径向拉力（F_Y）。良浆在通过筛孔（缝）之前，每个孔（缝）缘附近的流体必须汇聚到孔（缝）口处，并在径向上加速，产生径向加速度。径向加速度是流体径向拉力所引起的，而压力筛的径向拉力主要是靠进浆静压头高于良浆静压头或者用浆泵向筛浆机内送浆来实现的，也就是由筛板两侧的压力差（H-h）所产生的。径向速度是压力筛中纸浆流最重要的速度，因为适当的流体径向拉力是决定压力筛优劣与生产能力的关键，流体径向拉力太大，不但把纤维和水拉向筛孔（缝），同时也把杂质拉向筛孔（缝），也给杂质提供了通过或堵塞筛孔（缝）的条件。

影响流体径向拉力大小因素除压力差外，还取决于筛板表面的形状。以以下三种筛板形式为例（见图 6-1），在同样的条件下，波形筛板产生的流体径向拉力是光滑面筛板的 1.5 倍以上；究其原因是筛板的形式不同，其表面浆料流动的形式差别很大，如图 6-2 所示。

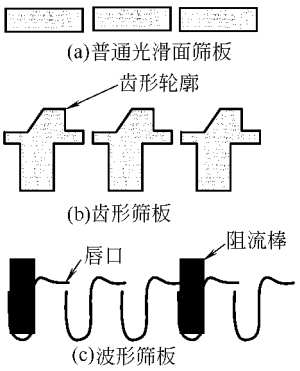


图 6-1　三种筛板形式

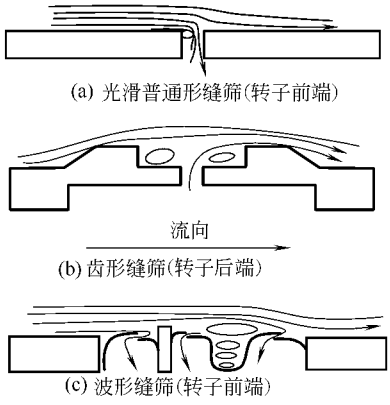


图 6-2　三种缝筛表面的层流状况

转子转动产生的脉动应力，由转子旋转引起纸浆周期性脉动，脉动产生了局部应力。如图 6-3 所示，对称线为压力零线，脉冲前缘的 A 区域为正压区域，脉冲后缘的 C 区域属负压区域，因此，脉动局部应力的方向与大小也周期性变化。随着旋翼的转速增高，则旋翼前后正压与负压值都会加大，对外流式筛浆机正压过大会促使粗渣通过筛孔及引起筛孔堵塞，而负压加大可加强净化筛板的效果。压力脉冲的强度还跟旋翼与筛板之间的间隙有关，通常间隙越小，压力脉冲应力越大，清洁效果就越好，由经验知：当间隙为 2mm 时，转速 200r/min，压力脉冲的幅度为 300Pa；转速为 300r/min 时，为 600Pa 水柱；当转速提高到 400r/min 时，压力脉冲强度提高到 2.4kPa 水柱。此外，脉动局部应力与流体拉应力的关系视不同类型的压力筛而定，例如对单鼓外流、旋翼在鼓内的压力筛，在 A 区域脉动局部应力与流体拉应力同向，提高了筛选能力，在 C 区域，脉动局部应

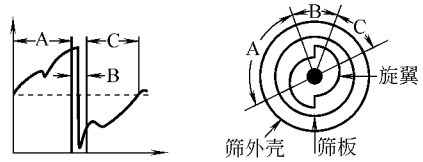


图 6-3　转子旋转产生的周期性脉动状况

力与流体拉应力反向起到清洗筛孔（缝）边缘杂质的作用。为了进行有效的清洗，C区域的脉动局部应力必须远大于流体拉应力，而对内流式压力筛则相反。

纸浆表面剪切应力（F_L）。如图6-4所示，当纸浆沿筛板表面作切线流动时，由于筛板表面处速度为零，而在离开表面处的主浆流切线速度很大，在很薄的边界层中会引起很大的速度差，由速度差会产生剪切应力，其大小正比于纸浆切线速度。

筛板表面剪切应力消耗了能量，使筛板表面处的切线速度慢慢降低，因此，从进浆端到排渣端所消耗的能量由旋翼输出的能量进行补充。

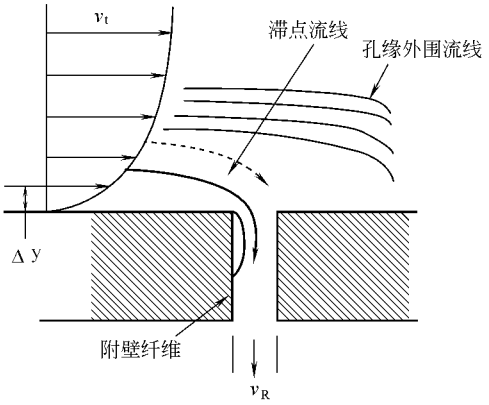


图6-4　平滑形筛板表面纸浆流动形成的速度梯度

（二）纤维从进浆侧通过筛孔(缝)时的运动轨迹

在筛选过程中，纤维流过不同类型的压力筛筛孔时，其行为方式有很大的差别，在正常情况下，正脉动期间纤维会以三种形式通过筛孔（缝）。①纤维由头部先进入筛孔（缝）。②纤维由尾部先进入筛孔（缝）。③纤维由中间部分先进入筛孔（缝）。

决定纤维以怎样的形式通过筛孔（缝）的主要因素有：①筛板表面的流型；②纤维的柔软度；③纤维与筛板间的径向距离。

图6-5描述了纤维头部先进入两种不同筛板开口区的情况。这种现象在光滑型筛板、冲孔型波纹筛板以及齿型筛板上尤为突出。在这种现象中，粘性力起主导作用。

由于浆流的涡流作用使纤维尾部先进入小孔，如图6-6所示。线性排列的纤维在阻流棒后来不及调节其自身的方向，涡流就把纤维的尾部拖进了开口区。这种现象在波纹筛板中非常明显。

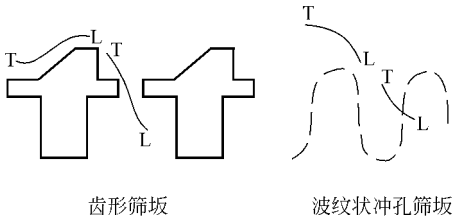


图6-5　纤维以头部通过两种筛板开孔区域的状况（L－头部，T－尾部）

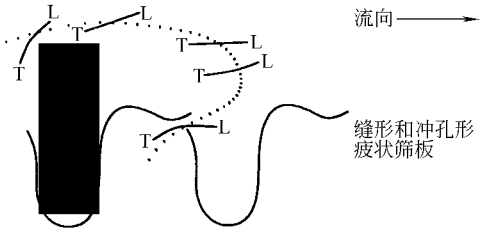
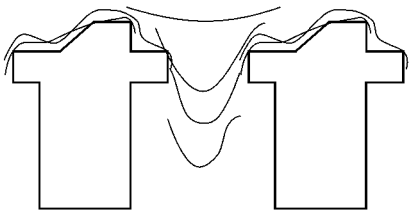


图6-6　纤维以尾部通过波纹筛板开孔区域的情况（L－头部，T－尾部）


图6-7　纤维中间部分通过齿形筛板开孔区情况

如图6-7所示，当一根纤维非常接近筛板表面，而浆流流过开孔区时,就有可能使纤维产生弯曲，甚至折叠使纤维的中部分先进入开口区。这种现象在光滑形筛板和齿形筛板上最为突出。

（三）筛孔（缝）的挂浆现象

图6-8显示了齿形缝状筛板的挂浆现象，这种纤维钉挂现象以两种方式产生。

方式一：当纤维与筛板的径向距离较大时，纤维头部进入一缝口，与开孔区的边缘相接触。浆流的连续运动使得纤维尾部向下游流去，最后使

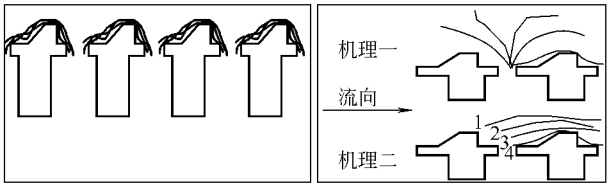


图 6-8　齿形筛板进浆侧挂浆现象与纤维钉挂的方式

之进入旁边另一缝（孔）。

方式二：当纤维比较接近筛板时，纤维两端在两个相邻的缝间停留，而向外的浆流迫使纤维二端进入开孔区。产生挂浆现象。

在冲孔光滑筛板上纤维没有产生大量挂浆现象。同样，因涡流作用，波纹状筛板发生挂浆现象也较少。

挂浆现象降低了筛板开口面积，因此降低了产量。若纤维平均长度小于孔（缝）间距，那么就很少产生纤维的挂浆现象，产量也相应地增加。

（四）进浆侧纤维絮聚团的形成及再混合

纤维絮聚团是纤维、杂质、絮凝物和碎片在筛孔开口周围无规律地堆积起来的集合体。一旦某种介质粘在或挂在孔（缝）的边缘，纤维等物质就会很快地在粒子周围聚积起来，形成纤维絮聚团。纤维絮聚团的形成过程是非常快的。根据实验观察，最大纤维絮聚团厚度可达 2～3mm，这与筛板类型及浆流浓度有关。大多数纤维/絮聚团的厚度一旦达到临界厚度，它就会被主流所粉碎或带走。但必须指出的是，当正脉动力大到能将纤维絮聚团压进筛孔，那么就会导致筛孔堵塞，如图 6-9 所示。

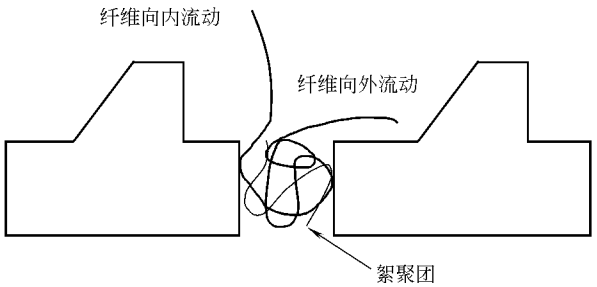


图 6-9　孔（缝）边缘处的纤维和杂质絮聚团

（五）纸浆在筛选过程中与杂质的分离

如图 6-10 所示，纸浆流的切线速度使纤维或杂质平行于筛板表面，就使切线与径向合成速度的投影方向的有效开口（孔或缝）面积减少，切线速度越大，影响就越厉害，有效开口（孔或缝）面积就越小。

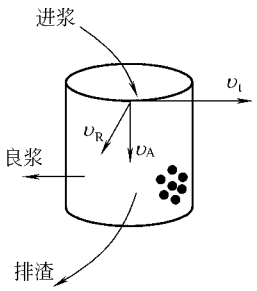


图 6-10　筛鼓表面纸浆的受力分析

图中：v_t—纸浆切向速度；v_R—纸浆垂直穿过筛孔的速度；v_A—轴向速度。

因此，提高切线速度，对所给定的纤维和杂质要顺利通过筛板所需开口（孔或缝）率就呈线性增大。由于切线速度使筛板的有效开口（孔或缝）面积相对减少是筛选的一个重要机理。

图 6-10 表明，在 v_t 与 v_R 合成速渡方向上筛孔（缝）投影宽度很小，大于投影宽度的粗渣通过筛孔的机会小。其次，因分层排列作用，使纤维束呈与筛板平行方向排列，同时使得平行于筛板表面呈圆周方向运动纤维束或类似于刚性的杂质很难旋转为径向接近筛孔（缝），如粗硬纤维和杂质越长越硬，被切向速度带走而总不通过筛板的可能性就越大。再则，即使某一杂质的尺寸小于投影宽度而进入孔（缝）口前缘，也会因瞬间负压被吸落。

通常，纸浆平行于筛板速度 v_t（切线速度）远远大于垂直通过筛孔（缝）的速度 v_R（径向速度，是由旋转离心力、筛板两侧压力差与叶片脉动形成流体径向拉力等共同产生）。

其比率是决定杂质分离效率的重要参数，比率 v_t/v_R 越大，杂质的分离效率就越高。v_t/v_R 比率的增大，也会影响良浆纤维通过量，不过由于良浆中纤维是柔软易弯曲的细长状物质，尽管合成速度方向相应缩小了有效开口（孔或缝）面积，纤维照样会沿孔（缝）缘的涡线弯曲地通过筛孔（缝）。如果纸浆中的杂质与纤维相近，把杂质从纸浆中分离出来难度就较大，当然 v_t/v_R 比率也不能过大，否则良浆纤维通过筛孔（缝）也会带来困难。一般建议 v_R 为 1～2m/s，一般建议 v_t 为 6～7 m/s，这样 v_t/v_R 比率在 4～7 范围内较好。

二、筛选效率新的评价方法

筛选设备的筛选效果主要表现在粗渣与良浆的分离效果。而分离效果通常是以所达到的分离作用和排出的尾浆量的关系来进行评估的。1981 年，L.Nelson 提出了筛选效果新的评定方法——杂质去除指数法。

图 6-11 描述了纸浆通过筛浆机时杂质与良浆分离的示意图。

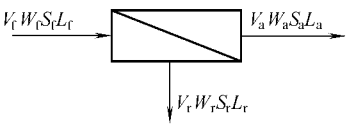


图 6-11 表示了纸浆通过筛选其杂质与良浆分离的示意图

图中：L_a——良浆中纤维含量，%；S_a——良浆中杂质含量，%；w_a——良浆的浓度，%；$q_{m,a}$——良浆的流量，以质量计，kg/s；L_r——尾渣中纤维含量，%；S_r——尾渣中杂质含量，%；w_r——尾渣的浓度，%；$q_{m,r}$——尾渣流量，以质量计，kg/s；L_f——进浆中纤维含量，%；S_f——进浆中杂质含量，%；w_f——进浆浓度，%；$q_{m,f}$——进浆流量，以质量计，kg/s。

以质量计的尾渣率为 R_w（%），可表示为

$$R_w = \frac{q_{m,r} w_r}{q_{m,f} w_f} \tag{6-1}$$

那么可得出

$$1 - R_w = \frac{q_{m,a} w_a}{q_{m,f} w_f} \tag{6-2}$$

$$S_f = (1 - R_w) S_a + R_w S_r \tag{6-3}$$

$$L_f = (1 - R_w) L_a + R_w L_r \tag{6-4}$$

如记 E_r 为杂质去除效率（%），则有

$$E_r = \frac{q_{m,r} w_r S_r}{q_{m,f} w_f S_f} = R_w \cdot \frac{S_r}{S_f} \tag{6-5}$$

筛选效率 E_c（%）为

$$E_c = 1 - \frac{S_a}{S_f} = \frac{S_f - S_a}{S_f} \tag{6-6}$$

则可定义纸浆中杂质去除指数 Q 为

$$Q = \frac{E_c}{E_r} = \left(1 - \frac{S_a}{S_f}\right) \cdot \frac{S_f}{S_r R_w} = 1 - \frac{S_a}{S_r} \tag{6-7}$$

从上述各式可得出 E_r 及 E_c 与 Q 及 R_w 的关系：

$$E_r = \frac{R_w}{1 - Q(1 - R_w)} \tag{6-8}$$

$$E_c = \frac{R_w Q}{1 - Q(1 - R_w)} \tag{6-9}$$

由以上可知，如果良浆中没有杂质，$S_a = 0$，则杂质去除指数 $Q = 1.0$，筛选效率 $E_c = 100\%$，表示尾渣中带走所有的杂质，杂质去除率 $E_r = 100\%$，这时可认为筛选效果为 100%，即筛浆机处在最理想的筛选状态；当 $Q = 0$ 时，$S_f = S_a = S_r$，进浆含渣量、良浆含渣量及尾浆含渣量一样，此时筛选效率 $E_c = 0\%$，杂质去除率 $E_r = R_w$，此时整个筛选过程失败。

过去常用杂质去除效率 E_r 作为判断一台筛浆机的筛选效果好坏的主要参数，认为 E_r 越大越好，但 E_r 与尾渣率 R_w 成正比关系，尾渣率中 E_r 值起了很大作用，这从以上公式也可以看出。因而单纯以 E_r 值作标准来检验筛浆机就不全面，有了 Q、E_c 值就全面了。Q、E_r、E_c 是评价一台筛浆机的依据。

因此，判定一台筛的优劣，筛选效果如何，单纯用杂质去除效率 E_r 来描述是不行的，必须用 Q、E_c、E_r 这三个参数来判别，三个参数的值越接近于 1，说明筛浆机的筛选效果就越好。

三、振动式筛浆机

振动式筛浆机又称为振动筛，是由机械部件（如筛板或筛鼓、薄膜或浆槽）产生振动的方法净化筛板，靠压力差迫使良浆通过筛板（鼓）的筛选设备。产生振动的机械有三类：①凸轮机构；②曲柄连杆机构；③偏重块振动器。

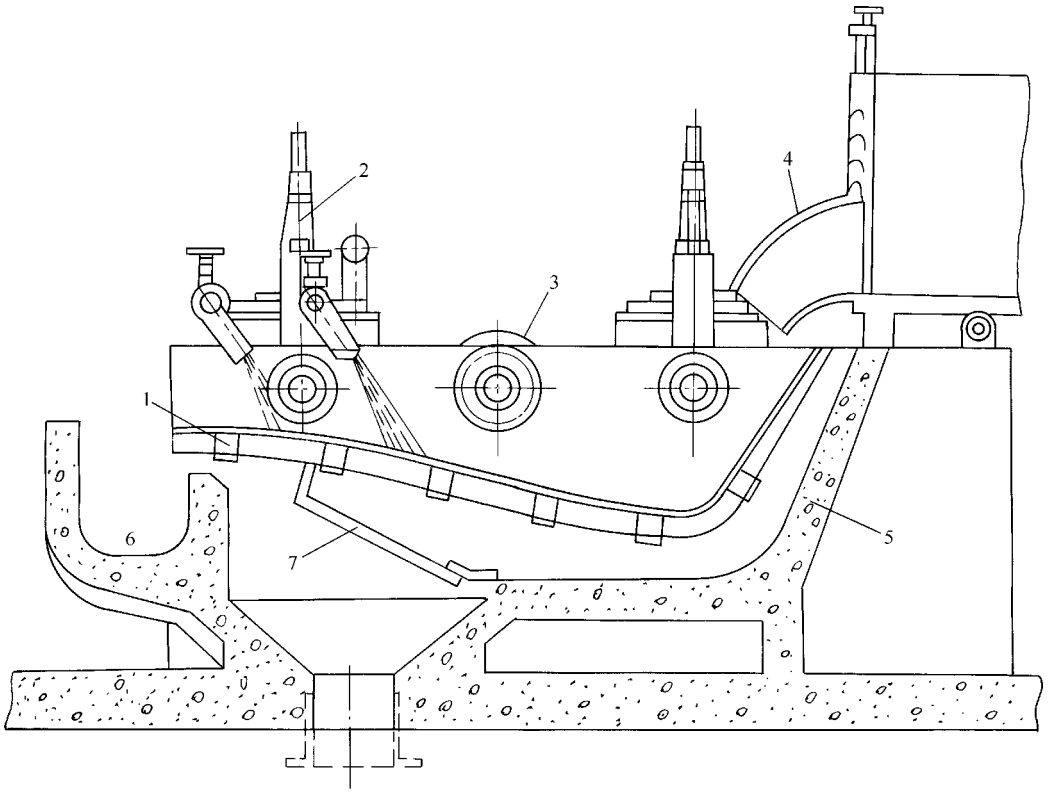


图 6-12　高频振框式平筛

1—筛框　2—弹簧　3—振动器　4—进浆口　5—浆槽　6—粗浆收集槽　7—挡板

高频振框式平筛俗称詹生筛，常用于化学浆与机械浆的除节，故有时又称除节机。此

外，它还可用于除去废纸浆中的大块的立体状或扁平状的杂物（如橡胶）及从粗渣中回收好纤维，减少纤维流失。

高频振框平筛的结构如图 6-12 所示，它由一个支承在减震器上的筛框和混凝土承浆槽组成。筛框的底是一块曲面的不锈钢筛板，筛孔的直径根据筛选工艺要求确定，用于除节时，筛孔采取 ϕ3～10mm，孔距 5～13mm；但用于草类粗浆一级筛选时孔径可小于 ϕ3mm。筛框的振动由偏重振动器产生，振动机构是由一个两端具有轴承的圆筒和一根振动转轴组成，振动转轴套在圆筒内，轴的两头装有偏重物，轴的两端则支承在圆筒两端的滚动轴承上。振动转轴通过一条中间轴和两个弹性联轴器由电动机直接带动回转，当转轴由电动机驱动后，筛框和振动器一起振动。筛的振幅可以通过改变偏重物的偏心距来调节，振幅一般为 2～3mm，频率约 20Hz 左右。

图 6-13 是几种常用于高频振框式平筛的减震器形式。（a）为橡胶底轨式减震装置；（b）为拉力弹簧式减震装置；（c）为橡胶法兰盘式减震装置；（d）压力弹簧式减震装置。

浆料以一定的压头落到筛框上，良浆在压差作用下通过筛板进入浆料槽，浆槽内设有挡板，使良浆浆位略为淹到筛板，既作为介质阻力使筛框振幅保持一定，又起到淘洗筛板上附于粗渣的好纤维的作用。定向圆形振动器的惯性力推力使粗渣跳落到粗渣收集槽。在粗渣出口处装设有高压喷水口，分离细小纤维，减少纤维的流失。

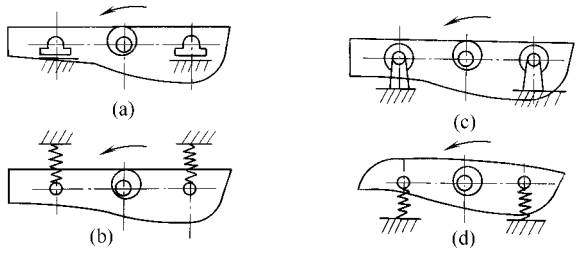


图 6-13　几种常用的减震器形式

国产定型的高频振框式平筛的技术特征见表 6-1。

表 6-1　　$ZSK_{1\sim5}$型高频振框平筛的技术特征

型　号	ZSK_1	ZSK_2	ZSK_3	ZSK_5
筛选面积/m^2	0.24	0.9	1.8	1.0
筛框尺寸（长×宽）/mm	800×300	1800×500	1800×1000	2000×500
振动频率/Hz	24	24	24	11.8
振幅/mm	2.44	3～4	4～5	10～12
生产能力/(t/d)	5～10	15～30	30～90	2～25
电动机功率/kW	1.1	3	4～4.5	2.2
电动机转速/(r/min)	1420	1420	1440	710

ZSK_5 型高频振框式平筛主要用于废纸浆筛选，频率稍低而振幅稍高，其筛框底部四周用钢板围住，不必要使槽中浆位淹过筛板，即由原来的液体脉冲阻尼改为气体脉冲。采用平面筛板，可配 ϕ2～12mm 筛孔或 0.5～0.75mm 筛缝。其进浆浓度为 0.5%～1.5%，作为粗渣尾筛的产量为 2～15t/d。

四、离心式筛浆机

（一）离心筛的种类

离心筛作为粗浆筛选的主要设备已得到广泛应用，根据不同工作原理及生产实践可把离心筛分为 A 型、B 型、C 型，以及在 C 型离心筛基础上改进的 CX 型、KX 型，还有就是我

国对 CX 筛的结构进行改进并已定型的 ZSL 型离心筛。由于 A 型筛、B 型筛已很少使用，就不作讨论。

C 型离心筛的种类很多，如印普可筛、华德鲁筛、柜劳筛等属老式离心筛，往往作为二道筛使用。良浆和粗渣都从筛的下方流出，具有尾浆量小及外壳无需密封的优点。稀释水管由排渣端墙板上伸入筛鼓内，且稀释水区只占整个筛区 1/2～1/3，因而被稀释的浆料往往仅局限于排渣口的粗浆。这样的结构易使大量粗纤维通过筛孔而降低筛选效率。为了使稀释水深入到筛鼓内部，同时也为了改进结构复杂笨重等缺点，发展研制了寇文筛，它是由筛鼓和带有多叶片的转子以及在转子的 2/3～1/2 处有一块圆盘形挡板组成，稀释水管经转轴中心向外喷射。结构如图 6-14 所示。早期使用的寇文筛多为 A 型寇文筛，随后又发展了 K 型筛及 KX 型寇文筛，此外还有为适应热磨浆筛选的 PS 型寇文筛及离心式与压力式相结合的 PSV 型筛，它们的结构特征及使用性能可参考有关的书籍。我国 CX 型离心筛及 ZSL 型离心筛是在 KX 型寇文筛的基础上设计制造的，并在稀释水进入、转子及排渣等结构方面作了改进，是目前广泛使用的离心筛浆机。

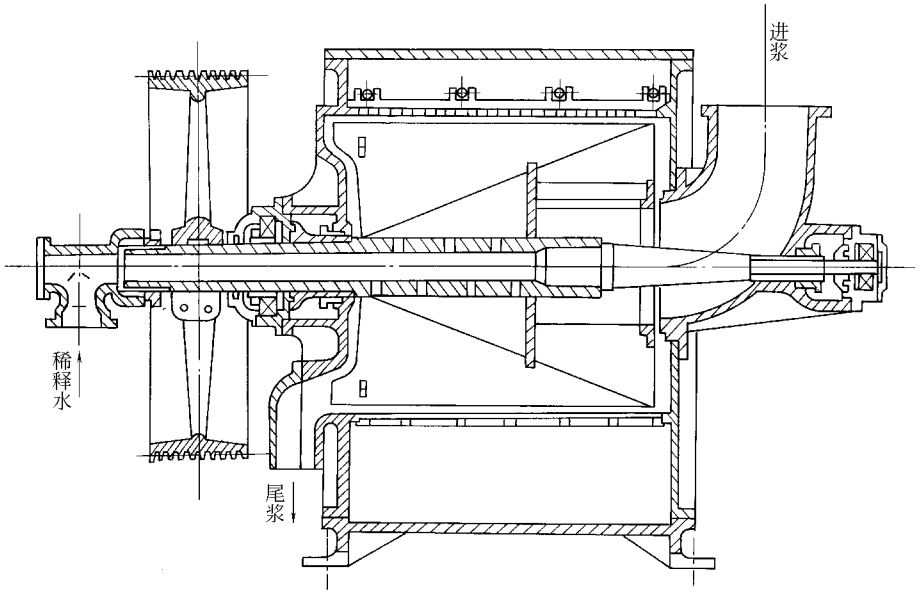


图 6-14　C 型离心筛浆机（寇文筛）

（二）离心筛的筛选过程

离心筛的结构特点是卧式外流式，转子在圆形筛鼓内旋转。浆料借助液压差从筛鼓的一端进入，良浆靠压力差加上由转子旋转产生的离心力流过筛板，尾浆（粗渣）由轴向推力从筛浆机的另一端排出。筛孔的清洁主要靠转子叶片后方产生的瞬间负压或环流运动及稀释水的冲刷等作用。

在筛选过程中，离心筛筛鼓附近纸浆受三个方向的作用力，即切向力、径向力与轴向力。在受到这三种外力的作用下，纸浆在筛鼓内呈螺线形环流向排渣口移动的过程中，良浆不断通过筛孔，环形浆流的厚度越来越薄，浆料越来越浓。为了使好纤维在排渣前尽量通过筛孔，并维持一定的浆量和浓度，必须往筛鼓内加入稀释水，阻止浆料的增浓，减少好纤维通过筛板的阻力。通过筛板的纤维由良浆口送往下一工段，而留在筛板表面的粗渣继续向前移动经粗渣口排出。

纸浆可认为是长条形纤维和不同形状的粗杂质在水中的混合悬浮体，当浆流旋转至一定的流速，离心力大于重力时，在筛鼓内浆料形成略带偏心的环流。纤维的比重略大于水，因而合格的纤维多集中在浆环的外层，靠近筛鼓的内壁，容易随水通过筛孔；三维的立体状粗渣及二维的长条状或扁平状粗渣如纤维束等由于比水略轻，因而粗渣多浮在浆环的内层，不易接近筛板而阻留在筛鼓内。与此同时，筛鼓表面的纤维过滤层又进一步阻止粗渣、纤维束通过筛孔，在不断冲稀和叶片的搅拌作用下，纤维过滤层又不断被破坏，不断被其他进浆所更新，而筛孔附近的粗大纤维也得到清除，从而防止筛板发生堵塞。为了防止排渣口浆料的增浓现象，同时也为了减少纤维的损失及保证筛选效果，必须连续往筛浆内加入稀释水，保持整个筛鼓表面浓度一致。

（三）CX 型离心筛

图 6-15 是 CX 型离心筛的结构示意图。它由底座、墙板、筛鼓、转子、进浆弯管、轴承座及外壳等组成。圆筒形外壳内装有筛鼓，筛鼓由两块半圆筒形筛板用铆钉固定于两块筛框上，筛框用螺栓组装成整体，筛板上冲有筛孔，筛鼓水平地安装在墙板上；转子通过空心轴安装在两轴承座上，通过三角胶带由电动机带动旋转。

CX 型离心筛结构的主要特点是转子结构的性能优于其他 C 型离心筛。

老式 C 型离心筛的转子直径大，长度短，转子速度难以提高。为使浆料能在筛鼓内分布均匀，转子中央的导流片使转子结构复杂。而且稀释水是从机体的排渣端环形室进入向外喷射的，被稀释的浆料局限于排渣端的粗渣，故大量粗纤维通过筛孔，降低了筛选质量。

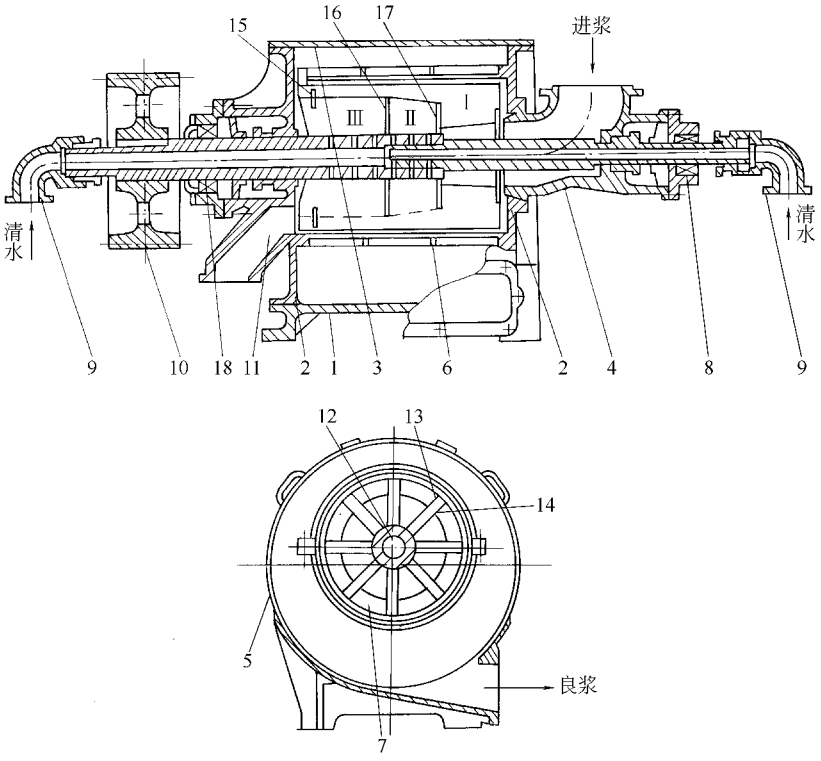


图 6-15　CX 型离心式筛浆机的结构图

1—底座　2—墙板　3—盖板　4—进浆弯管　5—外壳　6—筛鼓　7—转子　8、18—轴承　9—进水弯管　10—三角皮带轮　11—粗渣出口　12—空心轴　13—叶片　14—隔板　15—挡浆环　16—第二圆盘形挡板　17—第一圆盘形挡板

CX 型离心筛的转子吸收了国外 KX 型寇文筛转子的优点，并在它的基础上进行了改进，将单头进水双层套管改为两头空心轴进水结构，这样使主轴缩小，而且便于制造。

CX 型离心筛的转子由空心轴、叶片、隔板、圆盘形挡板及挡浆环焊接而成（参看图 6-15）。转子上各有 6～10 块叶片及隔板，在转子叶片的排渣端有一块挡浆环，它加强了转子

叶片的刚度，同时延长浆料在筛鼓内的停留时间，防止浆料过早排出，使尾浆量减少。转子的中部另有两块圆盘形挡板，将筛鼓分成三个筛选区。空心转轴既将整个转子支承在轴承座上，又将稀释水送入筛鼓内，在空心轴的中部用封板隔开，使它成为两条互不相通的稀释水管。稀释水从空心轴两端通人，经小孔从叶片与隔板之间的隔层中喷出。为便于控制进水量，在两端稀释水管上各安有量程为 0～400kPa 的压力表及调节稀释水量的阀门。

CX 型离心筛的转子直径比相同生产能力的 A 型寇文筛要小，转速要大，尽管直径小，但线速保持不变，因而筛鼓圆周处的环形浆层厚度会增加。这样，当进浆量波动，甚至浆量不足时，也不会显著影响筛选质量。

转子上的两块圆盘形挡板将筛选分成三个区。第一圆盘形挡板上开有一小圆环孔，浆料由外壳进浆侧中央进入第Ⅰ筛选区，大部分浆料直接流动至筛鼓圆周处，良浆经筛孔外流，小部分浆料经小圆环孔直接进入第Ⅱ筛选区，把进入第Ⅱ筛选区的浆料冲稀，以充分利用浆料内的水分，减少稀释水量。这样，良浆的浓度提高了，降低了浓缩机的负荷。第二个圆盘形挡板使浆料在机内停留时间延长，使浆料充分进行筛选。

稀释水从两端的稀释水管进入，分别稀释第Ⅱ、Ⅲ筛选区浆料，水量和水压都可以根据工艺条件由人工单独调整。CX 型筛为两区稀释，稀释面积增加，而且稀释水由叶片与隔板的隔层中直接喷射至筛鼓圆周内壁，更有利于粗渣与良浆的分离，使纤维筛分的效果更好。

进入筛浆机的浆料应有一定的压力，一般进浆浆位到筛浆机中心线间的距离为 1.2～2.4m。因此，在浆料进入筛浆机之前，应设有足够容积的进浆箱。为了控制进浆箱内进浆浆位的稳定，在进浆箱与筛浆机之间的管路上装有阀门，可根据需要进行调整。

CX 型离心筛适用于化学浆、机械浆、废纸浆的筛选。具有生产能力高、筛选效率高、动力消耗低、纤维流失小、操作维护简单等优点。但在实践中发现，CX 型筛在筛选草类浆时，存在叶片易挂浆及排渣不够通畅等缺点，因此出现了 $ZSL_{1\sim4}$型离心筛。

（四）$ZSL_{1\sim4}$型离心筛

$ZSL_{1\sim4}$型离心筛是我国在 CX 型离心筛实践的基础上改进设计的新型号，它保留了 CX 型筛直径小、转速高、浆环形成好等特点，克服了 CX 型筛存在的缺点。

$ZSL_{1\sim4}$型离心筛如图 6-16 所示，它与 CX 型筛不同之处是转子叶片之间的楔形区用封板封闭；另外根据筛选草浆的特点，在 CX 型筛中渣浆和浆环容易过厚，故 $ZSL_{1\sim4}$型离心筛取消了中间一块圆盘形挡板。除此之外，新型号在排渣口结构上也进行了改进。CX 型筛排渣口的设计不太合理，粗渣成螺旋线运动到排渣口处要急转 90°才排出，容易堵渣。$ZSL_{1\sim4}$型离心筛排渣口改成可以利用螺旋线运动的惯性力和离心力作用及时通畅地排渣。

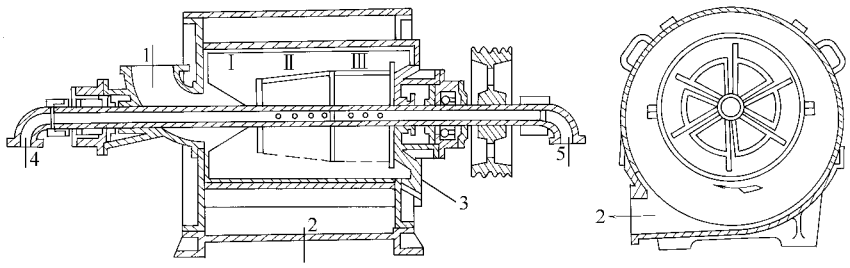


图 6-16　$ZSL_{1\sim4}$离心筛的结构

1—进浆口　2—良浆出口　3—粗渣出口　4—Ⅱ区稀释水进口　5—Ⅲ区稀释水进口

离心筛的结构参数如筛鼓长度与直径之比、转子形状与转速、叶片数量及叶片倾斜度、筛孔的直径及排列以及稀释水管的结构等会直接影响到浆料的筛选效率、筛选能力及日常操

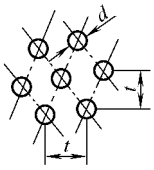
作等方面。$ZSL_{1\sim4}$型离心筛现有四种规格，主要技术参数见表 6-2。

表 6-2　　$ZSL_{1\sim4}$型离心筛的主要技术参数

型号/旧型号 / 参　数	ZSL_1	ZSL_2	ZSL_3	ZSL_4
	CX-0.5	CX-0.9	CX-1.6	CX-2.4
筛选面积/m^2	0.5	0.9	1.6	2.4
筛鼓规格/mm	ϕ340×470	ϕ475×600	ϕ635×800	ϕ743×1065
转子规格/mm	ϕ324×510	ϕ455×655	ϕ610×865	ϕ718×1130
转子转速/(r/min)	750	575	485	450
叶片数/片	6	8	8	10
进浆浓度/%	0.8～3.0	0.8～3.0	0.8～3.0	0.8～3.0
出浆浓度/%	0.6～1.5	0.6～1.5	0.6～1.5	0.6～1.5
电机功率/kW	11	22	40	75
设计产量/[t（风干）/d]	10～15	20～40	40～80	100～150

在选用 $ZSL_{1\sim4}$型离心筛时要合理选择筛板，并且必须慎重处理好产量和效率之间的关系：孔径大，产量高，但筛选效果差；孔径小，筛选效率高，但产量低；孔距小，筛板的开孔率大，产量大，但孔距过小易造成筛板的堵塞，同时使筛板的刚度降低，影响筛板的使用寿命。一般说来，筛孔的直径与孔距主要由纤维平均长度及筛选质量决定，同时兼顾原料、制浆方法、浆料打浆度、筛板的加工要求等方面。筛孔一般按等边三角形排列，开孔率为 15%～25%。表 6-3 列出了 $ZSL_{1\sim4}$型（CX 型）离心筛筛板尺寸的选用。

表 6-3　　$ZSL_{1\sim4}$离心筛筛板尺寸选用

d	1.2	1.4	1.6	1.8	2.0	2.2	2.4	2.6	2.8	3.0	3.2	3.4	纤维平均长度
t	2.7	2.9	3.1	3.3	3.5	3.7	3.9	4.1	4.3				1～1.5
β	17.9	21.1	24.1	27	29.6								
t		3.4	3.6	3.8	4.0	4.2	4.4	4.6					1.5～2
β		15.4	17.9	20.3	22.6	25	27	29					
t			4.1	4.3	4.5	4.7	4.9	5.1	5.3	5.5	5.7	5.9	2～2.5
β			13.8	15.9	17.9	19.9	21.7	23.5	25.3	27	28.5	30	
t				4.8	5.0	5.2	5.4	5.6	5.8	6	6.2	6.4	2.5～3
β				12.7	14.5	16.2	17.9	19.6	21.1	22.6	24.1	25.6	
t					5.5	5.7	5.9	6.1	6.3	6.5	6.7	6.9	3～3.5
β					12	13.5	15	16.5	17.9	19.3	20.0	22	
筛孔排列													

注：β-开孔率。

五、压力式筛浆机

（一）压力筛的分类及其发展

压力筛最初从 A 型离心筛发展而来的，属通过式。它的主要特征是密闭条件下压力切

向进浆，良浆在压力差作用下通过筛板，粗渣留在筛板表面由水力（粗渣重力、轴向推力等）推向下方排出，筛板的清洁净化靠转子叶片旋转产生的瞬间压力脉冲来实现。

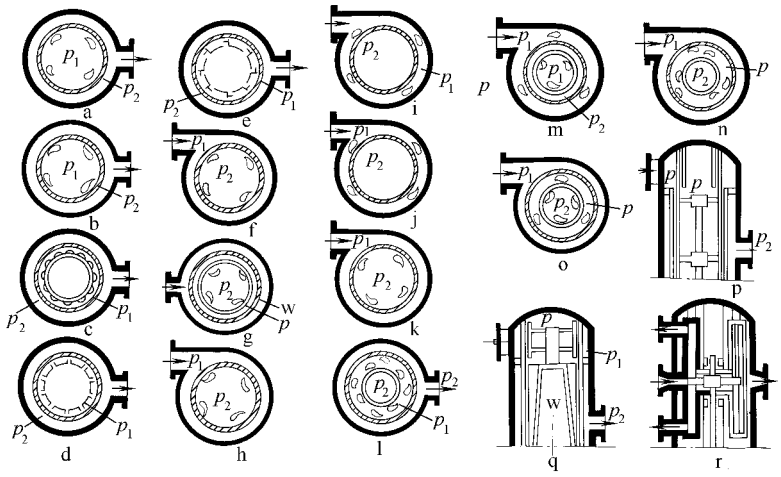


图 6-17　部分压力筛的构造及流向示意图

p_1—进浆压力　p_2—良浆压力　p—两级筛选时的中间压力

w—稀释水　水转向均为顺时针，代号说明见表 6-4

初期的压力筛由于其转子叶片类似飞机的机翼，故又称旋翼式压力筛，旋翼筛是压力筛的最基本的形式，有立式和卧式之分，但生产上普遍使用的是立式旋翼筛。此外，还有其他形式转子、圆筒式压力筛及旋鼓式压力筛（筛鼓旋转而叶片静止）。

按良浆流向、转子形状与安装位置及运动部件（转子或筛鼓）等特征，压力筛可分成如图 6-17 及表 6-4 所示的类型。

表 6-4　　按构造和良浆流向区分的各种类型压力筛

良浆流向	转子或筛鼓式	代号*	结构特征	制造厂商或型号名称
单鼓外流	旋翼式	a	旋翼在鼓内	国产 $ZSL_{11\sim13}$型　除节筛
		b	空心旋翼在鼓内，旋翼下端与锥形转盘连通	美国产品
	旋筒式	c	圆柱形旋筒，筒面有螺旋形排列的半球形叶片	芬兰 Karhula、Ahlstrom，德国 Escher Wyss OS 型
		d	圆锥形旋筒，筒面有类似 CX 型离心筛的叶片	加拿大 Hooper PSV 型
		e	圆柱形旋筒，有板状叶片	芬兰 Rauma-Reploa Periflow 筛
单鼓内流	旋翼在鼓内	f	机翼形旋翼	法国 Lamort/日本相川 A 型
		g	板状旋叶	加拿大 Ingersoll-Rand Hi-Q 型
		h	钩状旋叶	国产 $ZSL_{22\sim25}$型
	旋翼在鼓外	i	机翼形旋翼	法国 Lamort SP 型
		j	空心旋翼，旋翼下端与旋转圆环连通	芬兰 Jylha Vaara JSS 型
	旋鼓式	k	静止的叶片装在旋鼓之内	瑞典 Kamyr Uni 100 型、50 型
内外双鼓	旋翼式	l	进浆与旋翼在双鼓之间	芬兰 Ahlstrom，美国 Bird
		m	进浆与旋翼在内鼓之内与外鼓之外	加拿大 Hymac HS 型
		n	旋翼在双鼓之间，双鼓串联两级筛选，良浆内流	法国 Lamort/日本相川 FT 型
		o	旋翼均在两鼓之内，双鼓串联两级筛选，良浆内流	瑞典 Bolton-Emerson

续表

良浆流向	转子或筛鼓式	代号*	结 构 特 征	制造厂商或型号名称
上下双鼓	混合式	p	上鼓旋鼓内流，静止的叶片装在鼓内；下鼓外流，旋翼在鼓内；双鼓串联两级筛选	德国产品
		q	上鼓内流，旋翼在鼓内；下鼓外流，转子上有夹板形翼；双鼓串联两级筛选	加拿大 Hooper PSVC 型
上下各双鼓旋翼式		r	进浆与旋翼在双鼓之间	Magnum Screen

* 对应图 6-17 中压力筛的类型。

由于压力筛多为立式安装，所以筛鼓与转子的同心度好，从而可以缩小转子叶片与筛鼓间的间隙，增大冲选筛缝（孔）的脉冲负压，加强筛板的净化效能。因此，相比于离心筛或振动筛，压力筛因有更大的筛板净化能力而可以采用较大的压力差和较高的浓度。尽管如此，老式压力筛（如 ZSL 旋翼筛等）的筛选浓度通常低于 2%，属低浓筛选。近年来由于对筛选机理有新的认识（见第二节），发展研制了许多高浓、高效、低能耗和水耗的新型压力筛。

虽然国际上销售的新式压力筛形式多样，但目前比较多见的有 PH 与 PS 型高浓压力筛（Black-Clawson 公司的产品，PH 型孔筛，筛选浓度可达 4.5%，PS 缝筛为 2.5%）；Modus 压力筛（属 Ahlstrom 公司的产品，进浆浓度 2%～4%）、PSV 压力筛（属 Andritz 公司的产品，纸浆的浓度可达 5%）、TAS、TAP 压力筛（属 Valmet 公司的产品，进浆浓度最高可达 3%）、Delta 压力筛（是 Sunds 公司的产品，进浆浓度 4% 左右）等等。此外还有超高浓（7%～15%）压力筛如圆筒式超高浓压力筛、圆盘式超高浓压力筛等等。目前，我国山东济宁轻机厂也能生产高浓压力筛，这种卧式高浓压力筛的筛选浓度可达 4% 左右。

目前，国外普遍采用压力筛进行纸浆的筛选净化，它已成为现代化造纸厂尤其是新建厂标准配置的筛选设备。

（二）压力筛的工作原理

如前所述，压力筛的类型繁多，但它的基本构造及工作原理大体上是相似的，不同之处是压力脉冲产生的方式、脉冲的强弱及正负脉冲的利用等。下面以外流式旋翼筛为例简单阐述压力筛的筛选原理。

如图 6-18 所示，当浆料以一定压力沿切线方向进入筛鼓内部，将会自上而下的移动，良浆在筛鼓内外压力差作用下通过筛孔。

立式旋翼筛转子上一般有 2～3 块叶片，转子叶片旋翼面与筛鼓的间隙很小。当旋翼沿筛鼓表面运动时，旋翼的头部附近浆料所受到的压差增大，随着尾部与筛鼓的间隙渐增，在这一区域内出现局部负压。当产生的负压使筛鼓内外浆料压力的绝对值相等时，浆料停止通过筛孔，当负压继续增加，筛鼓外的良浆即通过筛孔返回筛鼓内，起反冲粘附在筛孔上的浆团和粗大纤维的作用。这样就保证了筛浆机工作的正常进行。旋翼后缘处，造成的负压最大。旋翼经过后，负压渐减，浆料又依靠压力差及另一个旋翼的推动，再次向外流动，开始下一个循环。

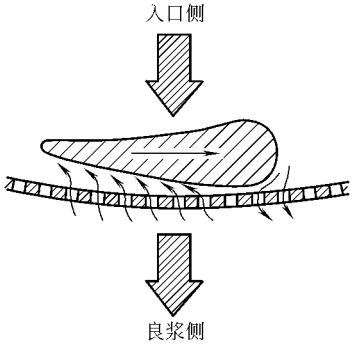


图 6-18 旋翼筛的工作原理

旋翼运动引起的负压大小，决定于旋翼断面形状和它与筛鼓内壁的距离。而筛孔畅通程度则与负压大小、旋翼运动速度的平方和旋翼通过的次数成正比。

（三）旋翼筛

1．除节筛

压力除节筛的结构型式很多，其中常用的几种除节筛如图 6-19、图 6-20、图 6-21 所示。所有新型压力除节筛均适用于热浆筛选，热浆筛选时除节筛良浆可直接送至细筛（筛选机）。压力除节筛所排出的节渣可在第二台除节筛中进一步处理，以除去随节带来的小纤维并脱除黑液。目前，采用压力除节筛代替振筛除节已成为一种趋式。

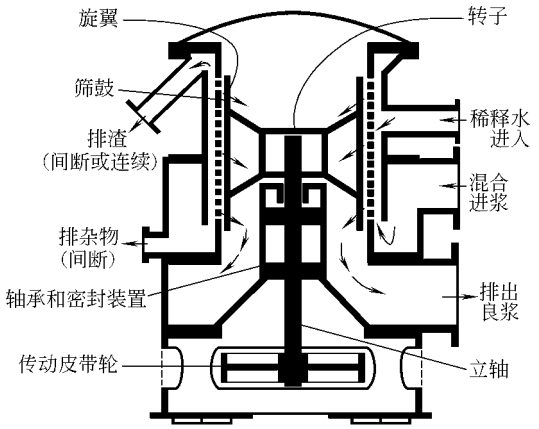


图 6-19　Hi-Q 除节筛（Ingersoll-Rand 公司）

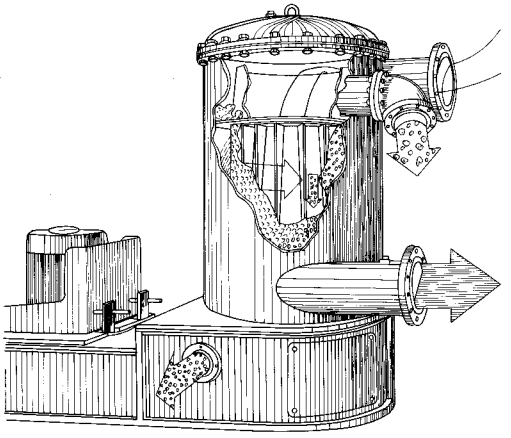


图 6-20　PSV-N 除节筛（S.W.Hooper 公司）

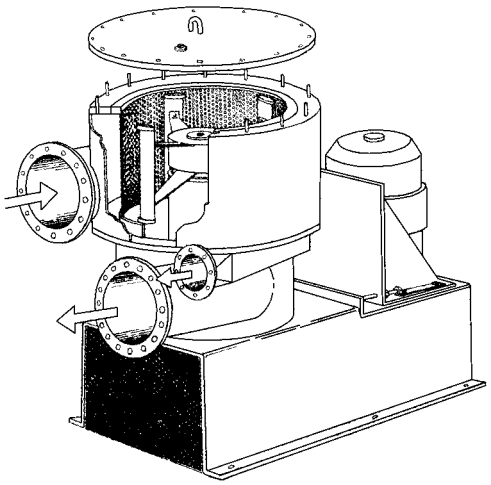


图 6-21　压力除节筛（Black-Clawson 公司）

2．单鼓旋翼筛

$ZSL_{11\sim13}$型单鼓外流型和内流型旋翼筛的结构如图 6-22 所示，它由机体、筛鼓、转子、传动装置及排渣阀门等组成。

（1）机体　机体的外壳为一直立圆筒体，设有原浆进口、良浆出口、尾浆出口及重物杂质排出口。在流动过程中，良浆通过筛鼓由排浆管排出。粗浆、浆团以及其他杂质则落入机件下部的环状槽，经尾浆口排出。比纤维重的杂质则由槽底最低处的排渣口由人工定期排出。

机体用不锈钢制成，也可以用青铜或铸铁制成。铸铁制的机体，其内表面应涂刷酚醛树脂或环氧树脂（厚 0.15～0.2mm），或贴挂硬质橡胶（硬度为肖氏 98 度），以保证浆料洁净。机体上部安有压力表，指示机体内进浆压力，还安装有排空气的旋塞，用于排除机体内的空气。

（2）筛鼓　筛鼓是旋翼筛的重要部件之一，对筛鼓的椭圆度和平直度都应有较严格的要求。筛鼓的制造和安装，不但直接影响到筛鼓与机体底部的配合，而且也影响到筛鼓与旋翼间的间隙是否能保持一致。我国旋翼筛的筛板用 1.6～2mm 不锈钢板制造，首先按筛鼓的平均直径开料，然后冲孔，喷砂去毛刺。筛鼓的接缝用氩弧焊焊接。考虑到旋翼和筛鼓之间间

隙的重要性，据国外资料称，ϕ610mm 筛鼓椭圆度误差不应超过±0.3mm。为了增大筛鼓的刚性，筛板外周用 3～4 个青铜环紧固，筛板放入青铜环内配孔并用紫铜铆钉铆接。

筛鼓直接座于机体内，在筛鼓的上环钻有若干螺孔，用螺钉将筛鼓固定在机体上。筛的底部四周必须与机体底部紧密配合，不得有空隙，否则浆料会沿空隙流出，混入筛选室外的良浆中。

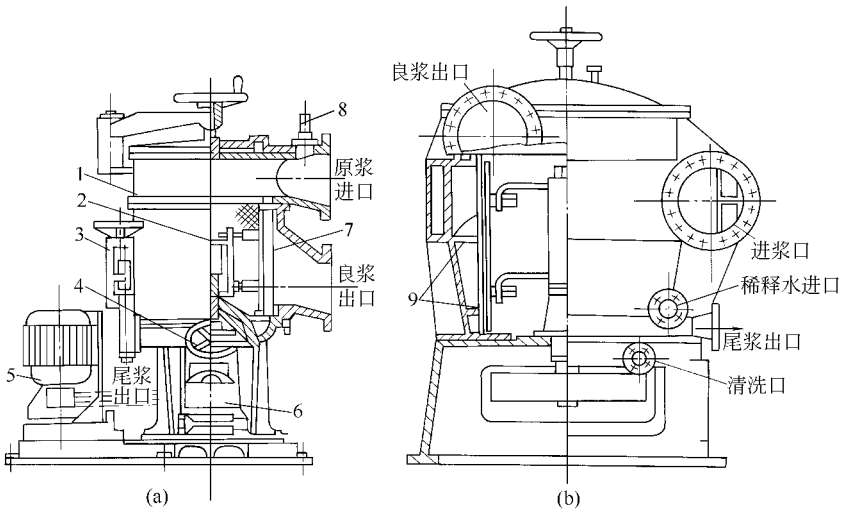


图 6-22　$ZSL_{11\sim13}$型单鼓旋翼筛的结构简图

（a）外流型　（b）内流型

1—机体　2—旋翼　3—排渣阀　4—排渣手轮　5—电动机　6—沉渣箱

7—筛鼓　8—压力表　9—螺旋导流板

筛孔表面要求光滑，为避免挂浆，最好筛孔两边应倒角，但加工麻烦。国外有采用离心铸造法制成的不锈钢筛鼓，厚 9.5mm，筛鼓上钻有 1.2～1.5mm 的筛孔，其外表面孔径扩大至 2.3mm，筛孔呈锥状。

旋翼筛筛鼓的孔眼形状、几何尺寸及排列应根据浆料种类、纤维平均长度、浆料浓度和筛选要求而定。筛鼓孔眼的形状有两种——圆筛孔及长筛缝。大多数老式旋翼筛采用圆筛孔，由于筛缝加工技术的进步，许多新式压力筛大多采用长筛缝。

压力筛的圆筛孔的排列有正方形、长方形和六角梅花形，筛鼓的筛孔面积由筛孔直径和筛孔的距离决定，开孔面积与总的筛鼓面积之比称开孔率。筛孔直径一般为 ϕ1～3mm，孔距为 2～10mm，开孔率可达 25%～30%。

长筛缝筛板的筛缝有直缝和横缝，直缝的筛缝长向是与主轴平行的，在立式筛中是与地面垂直的，横缝的长向是与筛鼓的圆周方向平行的，所以与进浆环流相平行的长纤维容易通过筛缝。但考虑到筛选效率、筛板的净化以及结构强度的要求，国内外基本上趋向于采用直缝。根据实践，长筛缝缝宽一般为 0.1～1mm，缝的中心距 2～5mm，多数是 3mm，开孔率多为 7%～8%，最大 20%。由于长筛缝通过面积比孔筛小，而且阻力大，所以生产能力比孔筛筛板通常低 30%～50%。

长筛缝与圆筛孔在使用上的相当尺寸见表 6-5。

表 6-5　　筛孔与筛缝尺寸相当对应表

圆孔径/mm	1.3	1.6	2	2.5
长缝宽/mm	0.25	0.35	0.45	0.60

（3）转子　旋翼筛的静化作用与转子构造有很大的关系。图 6-23 为几种旋翼筛的转子。转子旋翼数一般为 2～3 个。为使浆料能自上而下移动，每个旋翼均沿浆料运行方向向前倾

斜 10°安装。调节螺母可使旋翼沿径向移动，借以调节旋翼外侧与筛鼓内表面之间的间隙。调节范围一般要求在 0.5～1.4mm 之间；在实际生产中多采用 0.75mm 左右的间隙。间隙的大小及其均匀一致直接影响到筛选效果；据此对旋翼的加工和安装都应严格要求。旋翼可用不锈钢或青铜制成。框架和转轴则均用不锈钢制成。转子的转速应根据设备大小、旋翼个数及筛孔大小而定，一般采用 250～550r/min。

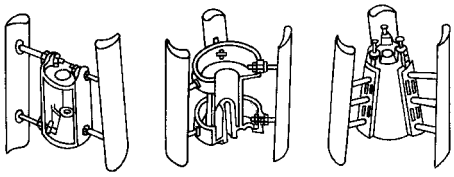


图 6-23　几种旋翼筛转子

（4）传动　旋翼筛的转子是由电动机通过螺旋伞齿轮减速装置带动，以保证转轴和旋翼回转的稳定性。螺旋伞齿轮加工比较复杂，材料又是昂贵的镍铬钢，制造成本较高，因此国内多采用三角胶带传动。

（5）排渣　旋翼筛机体设有两个排渣管。一个位于机体底部，供排除重杂质用，一般采用手动式阀门，但也有采用气动的。每班排渣 1～2 次，以清除集结于底部的重杂质。另一个为尾浆排出管，供排除浆团与粗大纤维之用，位于底部的侧面。尾浆排出管道上设有自动排渣阀门，有采用气动式的，但大多数采用电磁控制阀门。

阀门的开启周期和每次开启的延续时间应根据浆种和操作需要而定。电磁阀门自控线路的设计必须保证两次开启的间隔时间可以在 1.5～30min 范围内调整，而每次开启的延续时间可以在 0.5～15s 范围内调节。一般认为，用于造纸车间时，两次开启的间隔时间应为 12～20min，而每次开启的持续时间为 2～3s。在化学浆车间和磨木车间使用时，两次开启间隔时间为 3～5min，每次开启的持续时间为 3～5s。

国产单鼓旋翼筛主要技术特征见表 6-6。

表 6-6　　ZSL 单鼓旋翼筛的技术特征

参数 \ 型号	外流型			内流型			
	ZSL_{11}	ZSL_{12}	ZSL_{13}	ZSL_{22}	ZSL_{23}	ZSL_{24}	ZSL_{25}
筛鼓规格/mm	ϕ300×320	ϕ400×450	ϕ600×620	ϕ500×400	ϕ600×600	ϕ690×748	ϕ803×893
筛鼓面积/m^2	0.3	0.56	1.17	0.06	1.0	1.5	2.0
转子转速/(r/min)	740	546	362	530	440	375	320
旋翼个数/个	2	2	2	4	4	4	4
筛孔直径/mm	1.2～2.4	1.2～2.4	1.2～2.4	～1.6			
电机功率/kW	5.5	7.5	15	22	30	37	45
生产能力/(t/d)	3～5	8～15	20～30	30～40	50～70	75～100	100～150

3. 双鼓旋翼筛

（1）整体结构　图 6-24 是一种内外流式双鼓旋翼筛，它有两个同心装置的筛鼓及四个旋翼组成，其进浆及旋翼均在两筛鼓之间。浆料从机体的切线方向进入。经过一个特殊的沟槽旋转上升到顶部，浆料中的重物立即按切线方向从沟槽上的小径重物排渣口排出，以防止筛鼓遭到破坏。浆料进入内外筛鼓之间的筛选室，分两路通过内外筛鼓，汇集到下面的出浆口流出。未通过筛鼓的尾浆在筛选室中继续向下移动，经底部的尾浆口排出。旋翼筛的转子装有两个外旋翼和两个内旋翼，相邻两内外旋翼相互错开 90°。旋翼固定于传动轴顶部的十

字叉上。轴由电动机通过三角胶带传动。

（2）转子　图 6-25 所示为一种内外流双鼓旋翼筛的转子。它的一组旋翼在外筛鼓的外侧，另一组旋翼在内筛鼓的内侧，内外旋翼各三个，相邻两内外旋翼相互错开约 23°。良浆通过内外筛鼓的筛孔，汇集在两鼓之间。由于内外筛鼓之间的距离很小（只有 70mm），所以旋翼错开一定角度后，当旋翼回转时，内外两个旋翼在瞬间同时产生向内或向外的压力脉冲，两鼓之间的良浆随之推波助澜，更有利于冲净筛板。

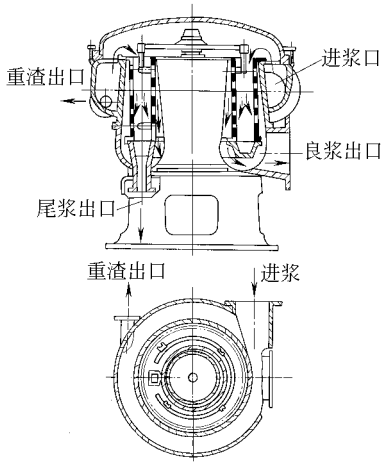


图 6-24　内外流式双鼓旋翼筛的结构和工作原理图

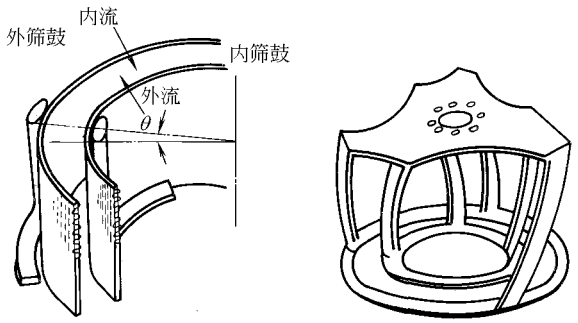


图 6-25　一种内外流式双鼓旋翼筛的转子结构

4．外流式单鼓旋筒压力筛

图 6-26 所示为一种圆筒形单鼓压力筛。以圆筒形转子代替旋翼，在圆柱形圆筒面上用厚 3mm 的不锈钢冲压出成螺旋形排列的半球形乳突。外流式压力筛中采用这种圆筒形转子，在提高转速时，转子回转产生的搅拌力和离心力都很小，有助于浆料以螺线形向下移动，同时，旋筒面产生的脉冲作用均匀且能保持较高频率。而短而圆的类似铆钉头的乳突不易挂浆，可保持全周各处环流速度均匀。如果速度足够大，还能在乳突处实现浆料“流体化”，极大地降低良浆通过筛孔（缝）的阻力，使良浆与粗渣得到充分的分离。这类筛在木片盘磨机械浆的筛选中常被采用。

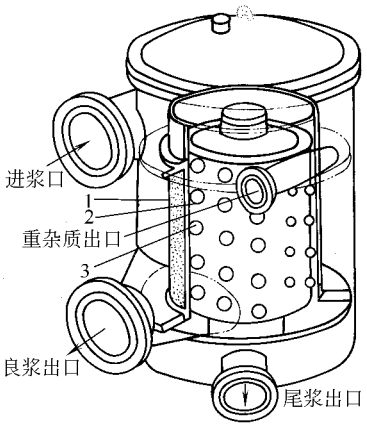


图 6-26　乳突形圆筒外流式单鼓旋筒压力筛

1—筛鼓　2—旋筒　3—乳突

（四）旋鼓式压力筛

旋鼓式内流压力筛又称作尤尼筛（UNi）。它的主要设备特征为筛鼓旋转，而转子静止。

（1）结构与原理　旋鼓式内流压力筛的结构与工作原理如图 6-27 所示。浆料在筛选过程中，转子叶片不动而筛鼓转动，这两者的相对运动及由此产生的脉冲作用仍然与旋翼筛相似，即利用叶片产生的正压力使筛孔保持畅通。筛鼓外的浆料成螺旋形运动，则筛鼓的转动缩小了浆流与筛孔之间相对运动速差，比旋转的浆料通过静止的筛孔要容易，即良浆通过筛孔的阻力小，筛鼓单位面积的通过量大。

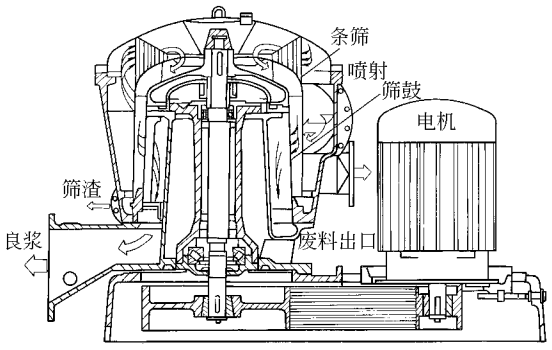


图 6-27　旋鼓式压力筛

（2）筛鼓　旋转的筛鼓略带锥度，在其上方装有整圈栏栅式的棒，构成除节用的粗筛，因此旋鼓筛还起到除节的作用。然后未经筛选的浆料沿切线方向进入筛内，在外室中把金属屑或较重的颗粒杂质分离出来。然后浆料通过此粗筛往上就到圆顶盖的顶部，由中部环形孔下流，使浆料多次转向。这样，可截留住木节，打散纤维束，并使进入筛浆机的流量均匀一致。

筛鼓上小下大成截锥形。当浆流从上向下浆量逐渐减小时，由于筛鼓直径逐渐加大，则线速度和离心力仍能保持较高，有利于阻止粗渣通过筛鼓，并能迅速地将尾浆排出。

旋鼓式的型号及其部分技术参数见表 6-7。

表 6-7　　旋鼓筛的技术参数

参数＼型号	100 型	50 型	参数＼型号	100 型	50 型
筛板面积/m^2	100	50	功率/kW	132	30/60
通过量/(L/min)	＜2000	4000/6000	进浆压力/MPa	0.6	0.2
生产能力/(t/d)	350	50/100	压力降/MPa	0.3～0.5	0
转速/(r/min)	1480	970/1480			

（五）高浓压力筛

工程上把纸浆筛选浓度达到 2%～5%的压力筛称为高浓压力筛。在筛选过程中，为了提供足够的剪切应力，高浓筛的转子转速很高，要消耗较大的能量，但由于高浓筛具有两个特点（纸浆浓度高和产量高），筛选每吨绝干浆所通过的流量与低浓筛选相比，减少 50%以上。低浓（小于 2.0%）筛选每吨绝干浆的纸浆通过量约为 70～140m^3，而高浓（2%～5%）时每吨绝干浆的纸浆通过量仅 30～50m^3。因此，每筛选一吨绝干浆的能耗与低浓筛选相比，却显著减少。另外，由于筛选浓度高，高浓筛选系统不像低浓筛选系统那样，大量的水被循环输送。因此，从整个筛选系统来看，低浓筛选系统所消耗的能量更大。例如，国外日产 500t 的 TMP 和 CTMP 筛选系统，高浓筛选只需要 1000kW 的动力，而低浓筛选却要 1650kW 的动力配置。显然，高浓筛选系统要比低浓筛选系统节省能耗。

工程实践证明：高浓筛选与装置能高效地去除纸浆中的杂质，减少流程中的浓缩设备和节省输送费用，简化工艺流程。之所以高浓筛选装置具有高效率、低能耗的优点，是因为对纸浆悬浮液的筛选及高浓筛选机理的新认识和对构成筛浆机的筛板和转子结构的深入研究的结果。

1. 高浓筛选原理

纸浆筛选的一个重要原则就是利用纸浆悬浮液中纤维、杂质、空气、水各自的动态物理性质在微观和宏观上的差别，使通过筛选设备的纸浆混合悬浮液中各成分产生不同运动方式，从而创造分离条件，达到纤维与杂质分开的目的。

在传统的低浓筛选中，由于水比良浆更易通过筛孔（缝），故从进浆口到排渣口存在增

浓现象，图 6-28 说明了典型的这种筛选过程。为了防止增稠，通常加入大量的稀释水，从而导致良浆的浓度逐渐降低。

从图 6-28 也可以看出，由于筛板表面的增浓现象，实际上只有一部分的筛板表面（1/3 或 1/2）起到有效的筛选作用。而从进浆端到排渣端的筛选表面可分成不同浓度的三个筛选区。在上区，因浓度较低，切线速度高，大部分水和纤维通过筛板，且保持了一定的筛选效率。由于浓度低，转子输入了过量的能量，从而浪费了部分动能。在中区，浓度和切线速度适中，纸浆流所具有能量恰好达到流体化的要求，从而这一区筛选效率高，但生产能力比上区低。在下区，由于浓度增高，切线速度却过低，转子旋转所补给的能量也不能使纸浆流体化，能量被大量消耗，容易形成纤维网络塞体，并导致筛孔（缝）的堵塞。

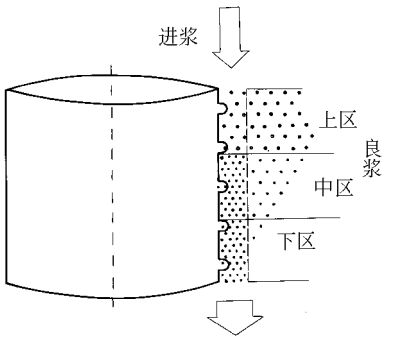


图 6-28　典型筛选过程的三个筛浆区

由于筛板表面的这种增浓现象，使得高浓筛选过程的优化更困难。例如，在其他条件一定的情况下，当进浆浓度为 1%时，末端排渣浓度可能为 1.3%，此时纤维网络强度变化不是很大；然而如果进浆浓度为 3%，则排渣浓度可能达到 5%～7%，这时的纤维网络强度呈指数大大增加，那么筛板表面浆料流体化所需的能量要求就相当大，将超出筛选设备所能提供的能量值，导致筛板堵塞，筛浆机仅起到脱水和洗涤的作用。

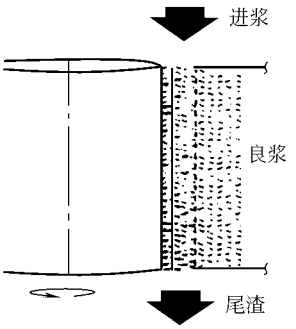


图 6-29　无“增浓”现象的筛选过程

因此，在高浓筛选时要避免筛板表面的增浓现象，使进浆浓度、良浆浓度及排渣浓度保持一致，整个筛板都得到有效利用，提高筛选效率并降低排渣率。目前已得到应用的 Delta 压力筛就是通过增宽旋翼作用面，增加真空抽吸长度，使在正压时通过筛孔的大量水处于负压脉冲时又重新返回到进浆侧，这样良浆沿筛板的浓度保持一致，避免筛板表面的增浓现象，如图 6-29 所示。这样进浆、良浆、粗渣浓度一样，使筛浆机在高浓度下运行将成为可能。

此外，高浓度纸浆筛选必须提供分散纸浆纤维网络强度的湍动能量，而引起筛板表面高浓纸浆流体化的湍动也能在纸浆中产生有效的混合，这是与筛选时纤维与杂质分层运动才能有效除渣相矛盾的。因而，高浓筛选时不仅要提供产生流体化的恰当能量，筛板表面还要具有有效的防护装置，有利于杂质的分离。

2. 高浓筛的结构

与普通低浓压力筛一样，高浓压力筛的基本构件是筛板和转子。为了适应纸浆的高浓筛选，高浓压力筛在设计和加工制造时必须考虑以下几个方面：①改变转子的结构，给浆料提供一个较长真空负压区，加强对筛板的净化效能。②改变筛板的表面形状，增强筛板表面的湍动强度，创造良浆与粗渣分离的条件。③筛板加工时，孔或缝宜采用精加工技术，使其不易堵塞。④因转速高，动力大，须加大筛板的厚度，使其刚性增强。

（1）筛板的结构　基于以上考虑，国内外对筛板进行了很多的研究，对筛板的优化设计取得了丰富的经验，目前极力推荐应用于高浓压力筛的筛板有齿形筛板和波形筛板，如图 6-30所示。据报道，与光滑面普通筛板相比，齿形和波状筛板的筛选能力提高 40%～60%

左右，如表 6-8 所示，同时净化效率也提高许多。

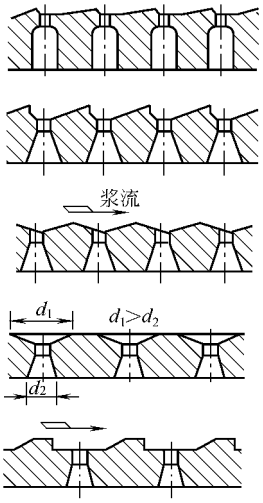


图 6-30　高浓压力筛几种筛板结构型式

表 6-8　在同样压力差 p 和进浆流速 v 条件下，不同筛板的筛选参数比较

筛选参数 / 筛板种类	p (kPa)	v (m/s)	K_{max} (m^2/s^2)	v' (m/s)
光滑面普通筛板	15	30	4.7	1.8
	40	30	8.5	3.8
	80	30	12.5	6.2
齿形和波状筛板	20	30	24.4	3.2
	40	30	24.2	5.8
	80	30	35.9	9.2

注：v' 为良浆通过筛孔（缝）时的流速，K_{max} 为最大湍动能量。

从筛选水力学来看，对同样的齿形和波形筛板，孔筛和缝筛在运行操作时是有很大差别的。由于缝比孔筛的开孔率小，从而使筛板两侧的压力差增大；同样地，旋翼产生的前后压力脉冲强度作用更大，对长纤维的通过和消除筛缝的挂浆堵塞有利。缝筛的良浆排出除压力差之外，开缝处的涡流起了重要作用，而孔筛的良浆排出主要依赖于压差和粘性作用。因此良浆更易顺利通过缝筛。有人在同样条件下研究了缝宽 0.254mm 和孔径 1.143mm 的两种波形筛板，发现无论使用何种纸浆，缝筛观察不到纤维网络的形成。而孔筛可观察到纤维絮聚团卡挂在孔缘，须经历几个脉冲才能使它们游离进入主流区。目前常用的缝筛缝宽在 0.20～1.0mm，缝与缝中心距 2～5mm，开孔率较低，不超过 20%，常用在 7%～8%左右，随着筛选技术的发展，为了有效去除细小杂质，许多高浓筛采用更小的缝宽，最小的缝宽已达到 0.15mm 以下。

筛缝的宽度越来越窄是由于改进了筛板的加工方法。图 6-31 是常用的切割方法加工的缝形筛板。

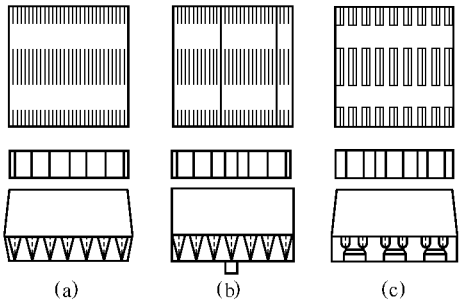


图 6-31　切割加工的缝形筛板
(a)—平滑形缝筛板　(b)—进浆面加筋的平滑形缝筛板　(c)—波形缝筛板

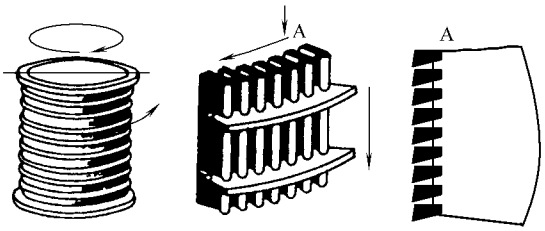


图 6-32　具有周向加强筋的棒式波形筛板

由于高浓筛选的需要，近期在筛板的加工上有许多突破。图 6-32 为具有周向加强筋的带阻流棒的波形筛板，用若干棒条排列组成筛板，棒间缝的宽度由相邻二棒之间相互位置所限定，所有的棒均焊于周向加强筋，棒与加强筋相应角度就自然形成了筛板的波形表面。把

筛板滚压成圆柱体并对应焊接组成筛鼓。相比之下这种筛板筛缝宽度和筛选面积可调节，最小筛缝可达 0.2mm，不存在锐利的缝缘，能量消耗少，制造成本低，但焊接加工需要矫正变形，而且存在大量焊点，故需要消除内应力。

图 6-33 所示为另一种高浓缝筛板的结构与加工方法。其加工过程是先用激光技术加工棒条与加强筋的接触面，在专用设备上把加强筋套入棒条上制成一块筛板，把筛板滚压成圆柱形并焊接加强筋的两端，加工每一节筛板的末端凸缘，并对应焊接组成一台圆柱形筛鼓，最后进行表面处理。国外把这种筛板称为 C-bar 筛板。据资料报道，这种加工方法制造的筛板，其缝宽误差很小，80%的缝宽其误差小于 0.01mm，20%的缝宽其误差小于 0.02mm，缝宽最小可达到 0.1mm。

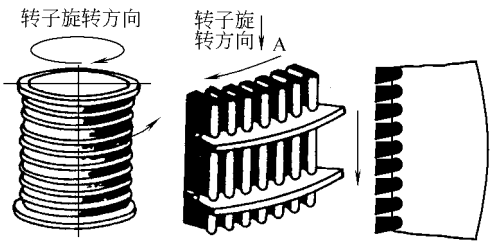


图 6-33　改进了加工方法的棒式波形筛板

（2）旋翼的结构　旋翼的结构和类型也决定着高浓压力筛的筛选能力、净化效能及运行操作过程。

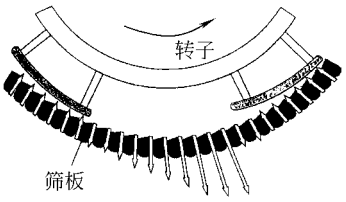
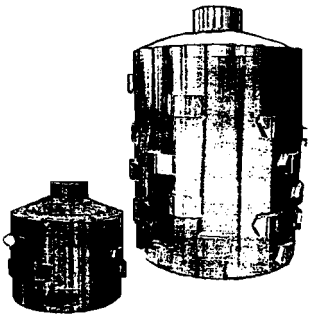


图 6-34　加宽了作用面旋翼的工作过程

A. 加宽作用面的旋翼。由高浓筛选原理可知，加宽旋翼的作用面，扩大旋翼的低压区域，增加回流的水分，就可使筛板两侧的浓度接近。如图 6-34 所示，使用更宽的旋翼，在脉动正周期内，正压时引起的增浓，可由低压区域的倒流来补偿。这样可消除普通压力筛在筛选过程沿筛板表面的增浓现象，从而进浆、良浆及粗渣的浓度达到一致，使浆料在高浓度下筛选，有效地利用了整个筛选区域，提高了筛选能力和筛选效率，减少了动力消耗。

B. 鼓泡形旋翼。在转子表面加工有鼓泡形突块（半球状或楔形状），如图 6-35 所示。由于鼓泡的数量和形状可改变筛选质量和效果，其排列密度可以随筛选过程中纸浆浓度增高而变化。因此，可根据纸浆处理量、浓度和杂质含量等条件来确定鼓泡的数量、排列方式及形状。一般来说，鼓泡的排列是从上到下越来越密，整个筛选过程可分为进浆、进浆和混合、混合、高效混合等四个区域，浓度越高，混合强度越大，混合强度完全由鼓泡形旋翼产生的脉动决定。这种鼓泡形旋翼使整个筛选区域产生的脉动均匀，使整个区域纸浆流体化，故可实现纸浆的高浓筛选，对化学纸浆，筛选浓度即使在 5%也可进行有效操作。因而，高浓筛选（2%～5%）与普通低浓压力筛相比，生产能力可提高 2～3 倍，净化效率也得到提高。


图 6-35　半球状或楔形状鼓泡形旋翼

C. 多叶片旋翼。图 6-36 所示为一种塔形转子的多叶片旋翼。这种旋翼叶片数较多且相互错开，使筛板全周产生许多均匀的局部小脉冲，而塔形转子不但能使叶片产生的脉动沿轴线均匀，而且能增加浆流的径向压力，使纸浆在高浓条件下筛选成为可能。

此外，适用于高浓筛选的旋翼还有齿形旋翼，如图 6-37 所示，这种旋翼的叶片为齿条形，旋翼宽度小，在整个筛浆过程中具有破碎浆团、分离絮聚的作用，适用于各种纸浆的粗浆筛选，特别是比较脏的粗浆。还有一种真空薄片式旋翼，又称为 VF 转子，这种旋翼带有

浆流分配器，能使纸浆在压力筛内分布均匀，并能避免筛板局部超负荷的现象。

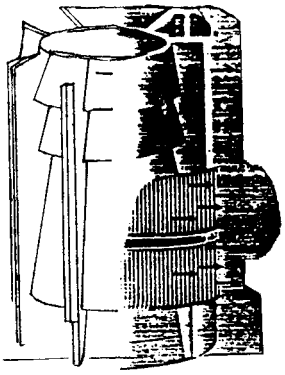


图 6-36　塔形转子的多叶片旋翼

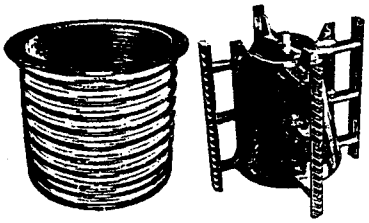


图 6-37　齿形旋翼

（3）高浓压力筛的使用　由于高浓筛浆机节约用水，节省动力消耗和杂质去除效率高，故它具有很好的发展前景，现已广泛地应用于废纸浆、化学浆及机械浆的筛选，此外还可用作纤维分级设备。

A. Modus 高浓压力筛及其使用。Modus 高浓压力筛是奥斯龙公司的产品，有 C、F、H 三种类型，图 6-38 和图 6-39 所示的是 F 筛即缝筛，应用 VF 转子或鼓泡形旋翼，波形筛板。

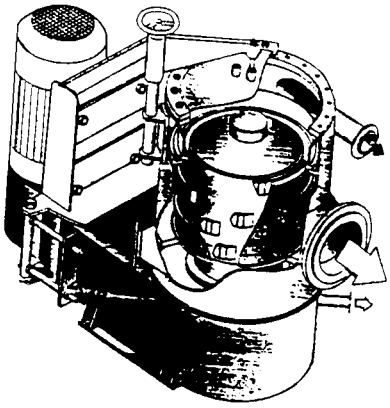


图 6-38　Modus 高浓压力筛（Ⅰ）

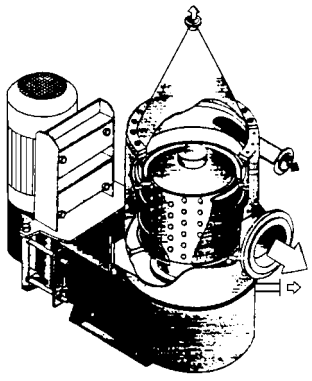


图 6-39　Modus 高浓压力筛（Ⅱ）

B. Delta 高浓压力筛及其使用。Delta 压力筛是瑞典桑斯公司的产品，其结构如图 6-40 所示，采用波纹筛板，缝宽最小可达 0.1mm，其技术数据如表 6-9 所示。

表 6-9　　Delta 高浓压力筛的设备参数

项目	进浆浓度/%	产量/[t/(d·m²)]	筛缝宽度/mm	功率/kW	筛选效率/%
Delta4	4	100	0.10	90	热熔杂质 100
					粗纤维 75
Delta8	4	220	0.15	160	热熔杂质 100
					粗纤维 65

C. 高浓压力筛作为纤维分级设备的应用。高浓压力筛作为分选设备并用于筛选系统可大大提高筛选效率，因为筛分机的排渣率或长纤维组分通常不小于 40%，远远大于正常的

排渣率（10%左右），图 6-41 是国外某厂设计的超级筛选系统，筛分机的进浆浓度 3%左右，筛选效率可达 60%。

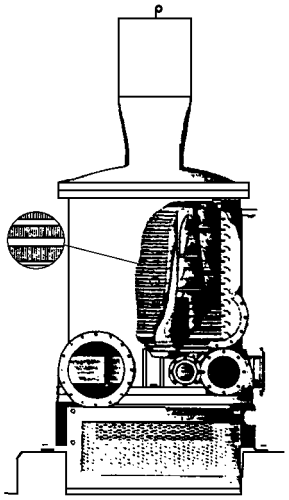


图 6-40　Delta 压力筛的设备结构

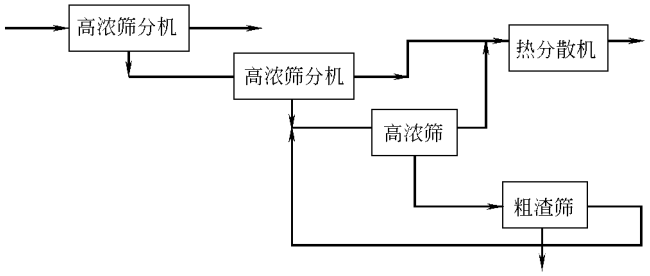


图 6-41　国外某厂 300t/d 的废纸浆超级筛选系统

该系统所用的高浓筛分机如图 6-42 所示。根据系统的要求，筛板可选用孔筛或缝筛。浆料以 3%左右的浓度从底部进入，然而上升到筛选区，长纤维组分继续上长至筛浆机顶部而排出，排渣浓度可达到 5%～5.5%；绝大多数短纤维通过筛板成为细浆。缩小上端旋翼与筛板间距可增加顶端纸浆的湍动能量，实现纸浆的流体化，从而使长纤维组分能顺利排出。

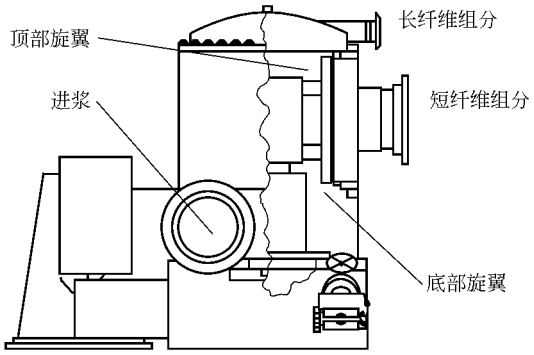


图 6-42　高浓压力筛分机

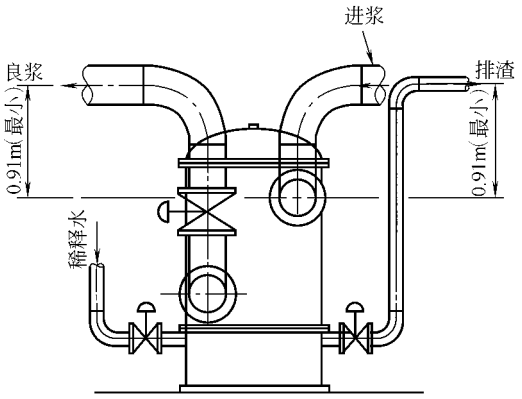


图 6-43　压力筛的安装布置图

（六）压力筛的安装

1. 压力筛的布置

压力筛进出管路必须安装成具有反压操作的，也就是说，纸浆通过压力筛后，其良浆和尾渣能被抛到比排出口高得多的水平位置上，保证浆料能完全充满筛浆机，并在全负荷下运行。一般来说，良浆管和尾渣管至少应与进浆管处在同一高度上，如图 6-43 所示。这样，除了控制阀之外，通过反压操作，也可以对压力筛进行有效的调节。

2. 尾渣管路

尾渣排到比压力筛进浆口更高位置的尾渣池中，或尾渣管高于压力筛的位置，可有助于提供强制反压力，以保证启动时开排渣阀不会使压力筛瞬间排空。如果尾渣必须排到位置低

于压力筛的尾渣池，就必须安装单独尾渣管，并在接近尾渣池的进渣口位置安装流量控制阀，这样可使整根尾渣管总是充满尾渣浆，如图 6-44 所示。除在多段筛选中，上一段筛的尾渣浆需直接送给下一段筛的进浆之外，最好是每一台筛的尾渣浆由单独管子输送，如图6-45所示，这样可避免各管压力不同而相互干扰。

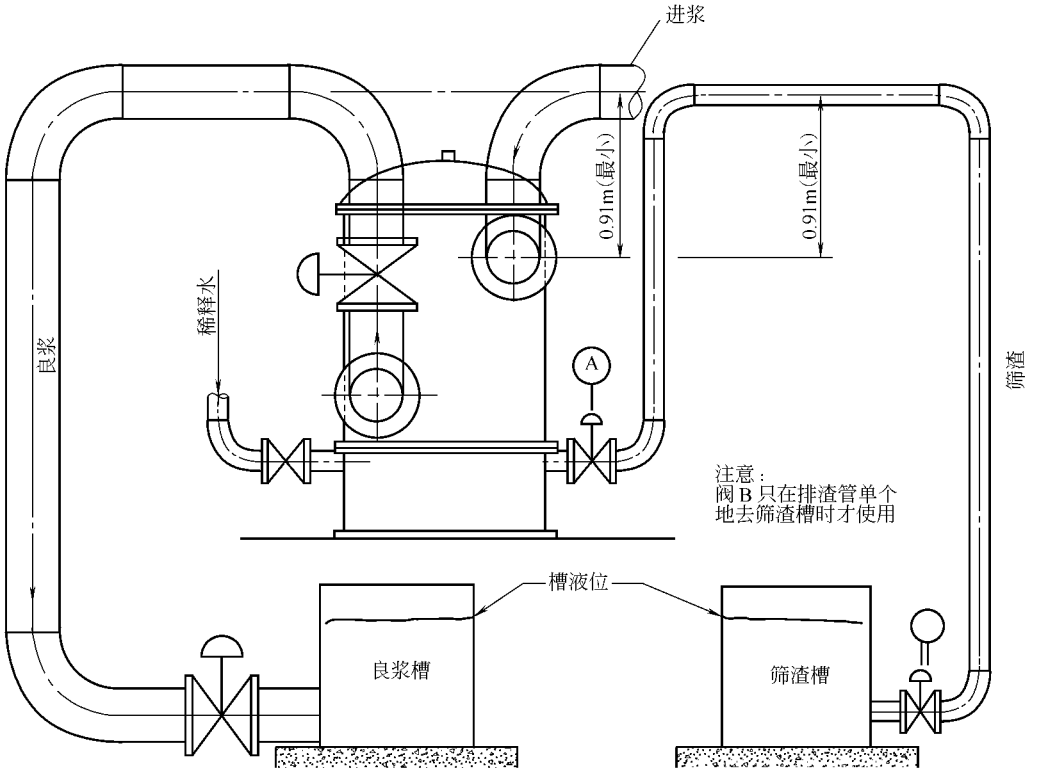


图 6-44　压力筛系统安装图

在尾渣管路中，应尽量避免直管路中的落空现象，管路应尽量直和短，避免压降过大而堵塞。另外，流量控制阀应安装在流量计的下游，稀释管应尽量靠近阀门的上游处，使稀释水可直接作用于阀面，这样可避免尾渣在阀中形成网络塞。

3. 良浆管路

在最差操作条件下也应保证有足够的压力输送良浆到良浆池。良浆管如存在落空现象将严重影响操作，应该尽量避免将良浆送到低于压力筛进浆口位置的地方，如实在避免不了，那就与尾渣管一样，必须在良浆管路末端安装控制阀，并由单独管路输送，如图6-45所示。

一般不希望良浆直接由泵来抽送，如果一定要这样，筛的良浆控制阀就必须安装于浆泵的出口端。

如果多台筛的良浆由同一浆泵抽送，除要在浆泵出口端安装控制阀之外，在进口端也要都安装良浆控制阀；设计的良浆池要能够为每一条良浆管提供相同的反压力，消除进浆口反压不等的现象。

4. 进浆管路

应保证进浆管的进浆压力满足压力筛的要求，进浆压力值一般都由压力筛制造厂家推荐。浆池应不存在压力波动，并对所有压力筛提供相同的进浆压力并充分混合，使浓度及杂质含量的不匀度达到最低值。

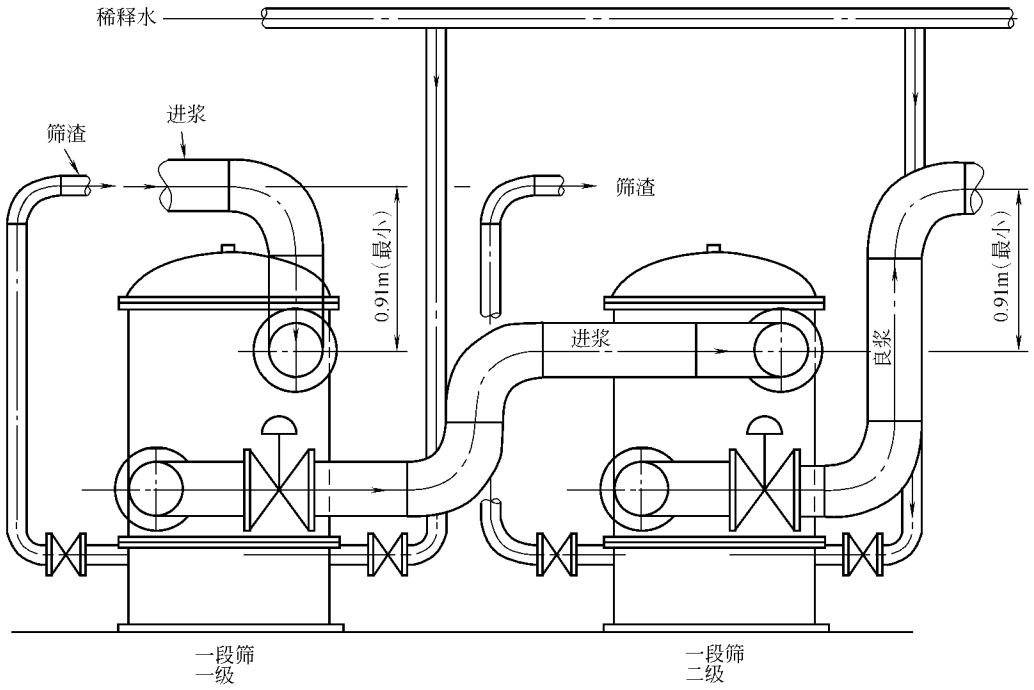


图 6-45　串联的一段筛安装图

此外，还应重视稀释水管、取样、纸浆中除气等其他压力筛安装问题，只有这样才能做到正确安装压力筛，保证压力筛在最佳状态下运行。

六、中浓筛浆机

按纸浆“流体化”设计的要求，中浓筛浆机的操作浓度为 7%～15%。中浓筛选是继中浓贮存与输送、中浓漂白、中浓洗涤等之后的中浓制浆技术的又一重要的操作单元。利用纸浆“流体化”原理，使得处于中浓筛浆机中的纤维、杂质彼此自由相对运动，完成像低浓条件下纤维与杂质的有效分离。目前，中浓筛浆机已在机械浆和化学浆的筛选中得到普遍应用。

图 6-46和图6-47分别为圆筒式中浓压力筛的结构简图和示意图。在筛鼓内装设有可较

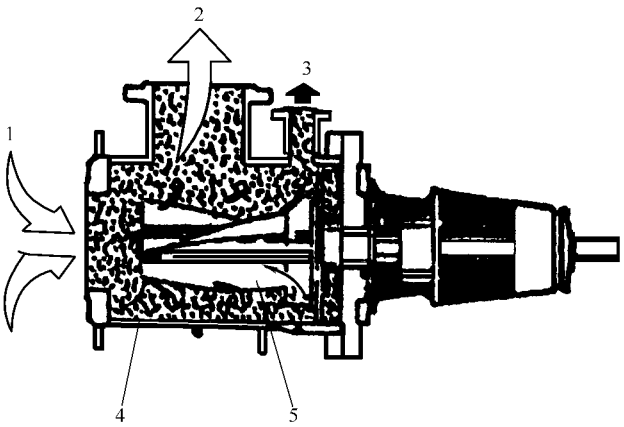


图 6-46　圆筒式中浓压力筛结构简图

1—纸浆进口　2—良浆出口　3—粗浆出口　4—筛板　5—转子

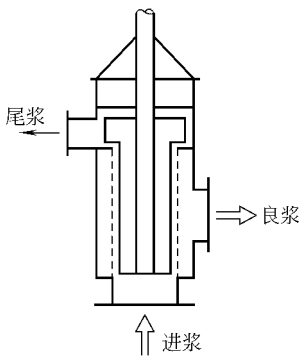


图 6-47　圆筒式中浓压力筛示意图

高速度旋转的转子，转子旋转所产生的离心力、周期性脉动以及由泵压或液位差所产生的径向拉力能在筛板表面产生纸浆的切向流动和尾渣沿轴向移动的功能，即能使纸浆保持“流体化”状态，就是与低浓筛浆机一样能顺利地进行纸浆的筛选。为了使排放的压力不小于进浆的压力，同时使排放阀之前的尾渣保持完全“流体化”，压力筛转子延伸到尾渣室内，并设计成具有破碎粗浆能力的特殊结构。良浆通过筛孔（缝）进入环形的良浆室，然后以等于或略大于进浆的压力排放，这样通过压力筛的压头降低等于或低于转子产生的压头。尾渣到尾渣室后，由尾渣阀控制排放。

这种中浓筛浆机的筛缝宽 0.5～3 mm 范围，取决于纸浆的种类及筛选的质量。筛选浓度在 10%～12%的范围。

另一种已得到推广使用的中浓筛浆机的结构如图 6-48 所示，而图 6-49 是其示意图。纸浆靠浆泵的输送压头送入，良浆通过筛鼓进入良浆室，尾渣室和筛选段之间装有转动圆盘，圆盘表面设有破碎机构。圆盘的作用有两个，一是给筛选段的纸浆施加一定的摩阻，纸浆停留时间延长，使纸浆得到充分的筛选，再一个作用是对尾渣进行分散破碎，防止尾渣的堵塞，以利于尾渣的排放。

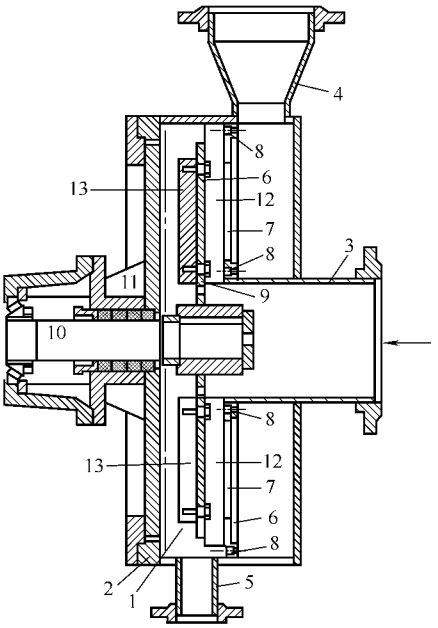


图 6-48　圆盘式中浓压力筛

1—筛选室　2—外壳　3—纸浆进口　4—良浆出口　5—粗渣出口　6—平直环形筛板　7—筛板上的筛缝　8—支撑环　9—带有叶片的转盘　10—转轴　11—密封环　12—叶片　13—转盘背面短叶片

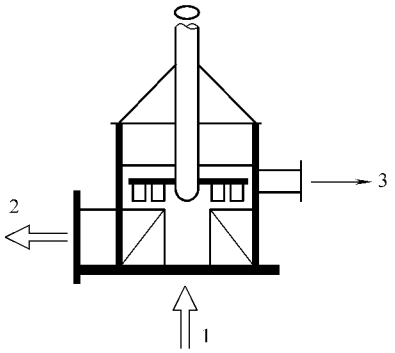


图 6-49　圆盘式中浓压力筛结构示意图

1—进浆　2—良浆出口　3—粗渣出口

中浓筛可用于未漂化学浆及 TMP、CTMP 等机械浆的筛选，同低浓筛选相比，其筛选效率相似，但水耗只有低浓时的 1/10，能耗只有低浓时的 1/2。

中浓筛还可以作为机械浆的纤维分级机，以适应印刷用纸、生活用纸与绒毛浆要求含长纤维或细小纤维不同组分的要求，所以中浓筛的分级功能已受到重视与应用。

第三节　净化设备

一、概　　述

离心净化器又称作涡旋除渣器，它由锥体或筒锥体压力容器组成；在锥部或筒部的最大直径处有一个切向进浆口，在大直径一端轴线中心还有一个良浆出口管，在其对面一端或最小直径端是排渣口。它的操作浓度低（0.3%～1.5%），但也有例外，如低压差涡流除渣器的操作浓度可以高达4%，用于废纸浆中除去较大杂质如砂石以便保护后续设备免受阻流；如用在化学制浆流程中，则安装于除节器之前。涡流除渣器的最重要的用途就是能去除纸浆中的细小杂质，这些细小杂质颗粒的面积小到1mm^2，长度小于5mm。

为了能使最细小的杂质颗粒与纤维分离，必须使用直径较小的除渣器。除渣器群是由直径为50～300mm的单个除渣器组成，压降在0.1～0.2MPa，单个除渣器的通过量在1～10L/min。

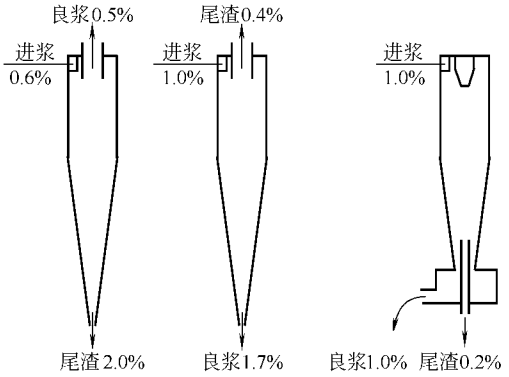


图6-50　按浆流方向分类的正向式、逆向式和全通式涡旋净化器

根据浆流方向可把涡旋除渣器分为正向式、逆向式、全通式，如图6-50所示。正向式涡旋除渣器用以除去相对密度大于1的重杂质，是目前使用最多的净化装置；逆向除渣器和全通式除渣器主要用于废纸制浆中除去相对密度小于1的轻杂质。逆向除渣器在20世纪70年代晚期得到普遍应用，但自20世纪80年代以来，由于要求减少压力降和降低水力排渣率，所以逆向式被全通式除渣器取代。图6-51列举出了部分属于这三种形式的涡旋除渣器产品。

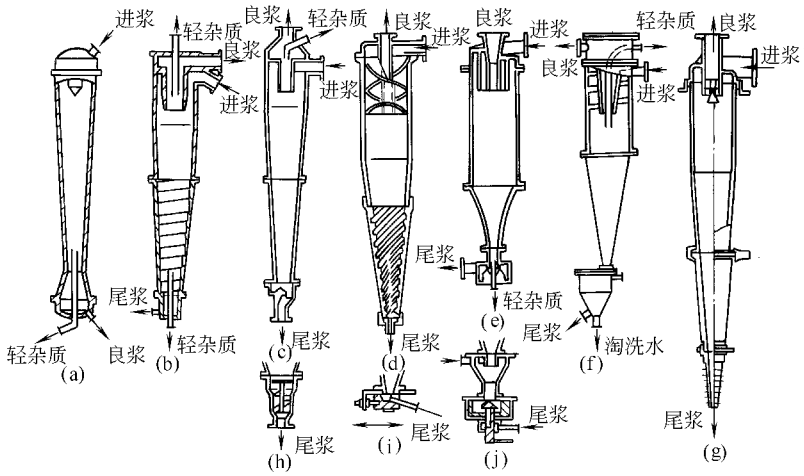


图6-51　部分新式除渣器结构简图

（a）Celleco Cleanpac 250LWR型　（b）瑞典Skardal梯形螺旋壁下锥体
（c）Celleco TW1500型　（d）日本相川产品　（e）瑞典Vorject600型
（f）北京海淀区流体技术研究所的流体杂质分离器
（g）日本勃德三菱178型　（h）G型排渣室
（i）Albia排渣室　（j）Vorject蘑菇形排渣室

二、净化原理

与纤维形状相似的杂质不能用筛浆机去除。但是如果这些杂质的密度与纤维不同，则可利用涡旋除渣器除去。涡旋除渣器就是基于密度差和粒子的形状，并借离心力和流体剪切力的综合作用除去纸浆中的杂质的。

浆料沿切线进入除渣器，由于压差的作用，流

体产生涡旋运动；整个浆料（水、纤维、杂质）在向下的涡旋运动中产生很大的离心力：

$$F=\frac{Gv^2}{gR} \tag{6-10}$$

式中 F ——离心力，N

G ——流体重力，kgf

v ——切线速度，$m\cdot s^{-1}$

g ——重力加速度，$9.8m\cdot s^{-2}$

R ——涡旋半径，m

由上式可知，在涡旋场中，相对密度大的杂质所受离心力比纤维和水要大，将从絮聚团的核心中被剥离出来移向外周器壁；同时，不同的旋转半径的浆层间的速度差引起的剪切力也会破坏流体的絮聚，使得纤维与杂质之间能彼此相对移动，从而使更多的密度较大的杂质甩向容器壁。在重力的作用下，粗渣下沉到除渣器底部，并由排渣口排出；良浆由于相对密度小，越向下运动越被迫靠近容器中心处。若良浆出口与排渣口同大气隔绝，则中心会产生一个真空负压气芯；若排渣口是与大气连通，则此负压会吸进空气形成一个空气芯柱。由于中心负压的作用使良浆下旋到底部后又上旋，并从良浆出口排出。涡旋除渣器净化原理见图 6-52。

除渣器的直径越小，则形成的离心力越大，则对除去不同形式的小尘粒最有效。如果除渣器主要是除去较大的低密度杂质（如纤维束或浆块），则大直径离心除渣器被证明更有效。关于两种不同直径离心除渣器，其粒子规格和形状对效率的影响比较示于图 6-53。

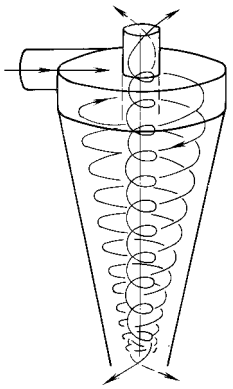


图 6-52 涡旋除渣器的工作原理

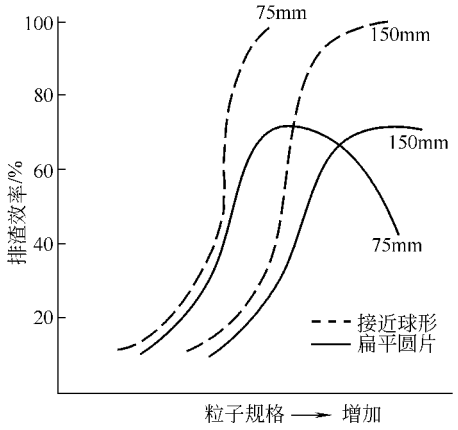


图 6-53 粒子规格和形状对排渣率的影响（涡旋净化器规格 75mm 和 150mm）

三、涡旋除渣器

（一）低压差除渣器

在各种型号的涡旋除渣器中，上柱体直径较大，高度较长，下锥体较短而锥角较大者为低压差除渣器，其结构如图 6-54 所示。

低压差除渣器进浆压力小，一般为 20～25kPa，所以由压力能转化成旋转的速度低，只能除去密度大的杂质。故该类除渣器常串联在锥形除渣器或压力筛等筛选设备之前，以保护后者的排渣口或筛板免受粗大杂质颗粒的损伤和堵塞。

由湖南零陵轻机厂研制的低压差涡旋除渣器系列的技术特征如表 6-10 所示，其中代号对应图 6-54。

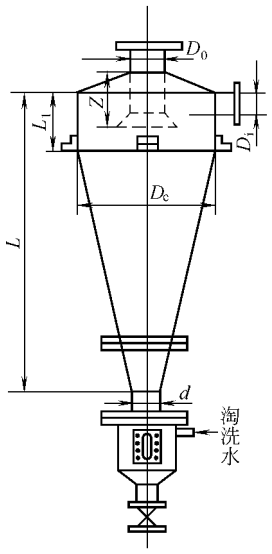


图 6-54　低压差除渣器的结构尺寸

表 6-10　　低压差除渣器的技术特征

器体尺寸/mm	D_e		ϕ500	ϕ600	ϕ700	ϕ900
	L		1000	1200	1400	1800
	L_1		200	210	240	290
	d		ϕ60	ϕ70	ϕ80	ϕ100
	D_i		ϕ80	ϕ85	ϕ100	ϕ128
	D_0		ϕ100	ϕ120	ϕ150	ϕ180
	Z		165	200	230	300
与高压差除渣器串联使用时	通过量/(L/min)		1816	2833	4500	7800
	压力差/kPa		92	106	146	160
	进浆泵	流量/(m^3/h)	109	170	270	468
		扬程/m	47.6	47.6	46	54
		功率/kW	30	40	55	115
单独使用并保持良浆压力 100～150kPa	通过量/(L/min)		1500	2833	4166	7800
	压力差/kPa		62	106	126	161
	进浆泵	流量/(m^3/h)	90	170	250	468
		扬程/m	20	25.8	24	30.5
		功率/kW	10	22	30	75

（二）高压差涡旋锥形除渣器

与低压差除渣器结构形状相反的称为高压差除渣器，又称作锥形除渣器，其结构如图 6-55所示。浆料进入除渣器的压力高，约为 300～350kPa，出口压力约为 30kPa。旋转直径越小，由压差转化的旋转速度就越大，则越能除去与良浆密度差较小的粗渣。

目前应用的高压差锥形除渣器以鲍尔型为主，我国最常用的主要有 600 型、606 型、620 型等系列。每种型号系列又有几种规格，如 600 型系列又有 600D、600E 及 600EX 等；620 型系列又可分为 622、623 及 624 等。有的型号系列中的各种规格，除进口及出口直径不同外，其他尺寸基本相同，因此部件可以互换。

不同的浆种与不同类型的杂质和尘埃，应选用不同型号和规格的除渣器。细浆料中的杂质是难于分离的，产品对小尘埃要求严格的，应选用小型号的除渣器；净化粗浆料，只要求除掉大尘埃，可选用大型号的除渣器；一般浆料的净化选用中等型号的除渣器。

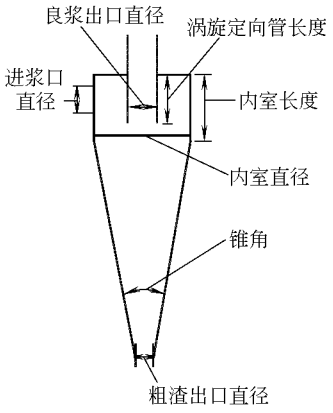


图 6-55　高压差涡旋锥形除渣器几何尺寸

1. 锥形除渣器结构尺寸分析

(1) 顶端直径　由离心力公式（6-10）可知，浆料在除渣器中产生离心力的大小跟涡旋半径成反比。所以同样比例尺寸的除渣器，小直径的比大直径的分选效率高，除掉的杂质粒子较小。因此，一般而言顶端直径 ϕ75mm600、600EX 较 ϕ150mm 的 606 除去的尘埃粒子要小，分选效率要高。

(2) 节流比　节流比常用来衡量涡旋除渣器的性能，可用以下公式表示：

$$O=\frac{q_v}{D^2\sqrt{\frac{2g\Delta P}{\rho}}} \tag{6-11}$$

式中 q_v——通过除渣器的浆料流量，$L\cdot min^{-1}$

D——除渣器筒体（顶端）直径，cm

ρ——纸浆流体密度，$g\cdot cm^{-3}$

ΔP——进出口的压力差，Pa

g——重力加速度，$9.8m\cdot s^{-2}$

如果除渣器尺寸比例改变，即节流比也就改变，实质上也就改变了除渣器的性能。图6-55是涡旋除渣器的特性曲线。从曲线可以看出：进浆口加大会使通过量 q_v 增大，而压力能转换为旋转速度的百分比则降低了。所以，对于一定尺寸的涡旋除渣器，为了取得最好的除渣效果，就得有一个最佳的节流比。这种节流比一般要通过实验测定，大多数涡旋除渣器的节流比一般在 0.1～0.3 间为最好。

（3）锥体长度　除渣器锥体越长，浆料在锥体内旋转的圈数越多，分离杂质的效果也就越好。式（6-12）表示锥体长度与除渣效率的关系。此外，除渣效率与锥体长度的关系还可用方程式表示：

$$E_r=\frac{2\pi LvS}{q_v g}\times 100\% \tag{6-12}$$

式中 E_r——除渣效率，%

L——除渣器长度，m

v——切向速度，$m\cdot s^{-1}$

S——杂质沉降速率，$L\cdot min^{-1}$

q_v——流量，$L\cdot min^{-1}$

从式 6-12 可看出，在一定范围内选用较长的除渣器，除渣率是高的。但如果过长，超过分离杂质所需要的距离也无必要，过长甚至会产生相反的效果。因如果除渣器过长，浆料在除渣器中涡旋运动的时间增加，这样会使水力能量的损失增加，从而使涡旋中心的速度较低，导致除渣效率下降。

（4）锥角　锥形除渣器的锥角一般为 $\theta=7°\sim10°$。锥角越大，杂质粒子由内壁向锥体的底部下滑就越困难。图 6-56 为锥形壁上一个杂质粒子的受力分析。可以看出，这样一个粒子绕除渣器轴线旋转而产生一个水平方向作用于倾斜壁离心力 F，而离心力有一个沿壁面向上的分力 F_w，阻止粒子沿内壁往锥体的底部沉降。所以锥角越大，对杂质粒子向上托的力也越大，净化效率则越差。反之，如锥角过小，排渣率就大。

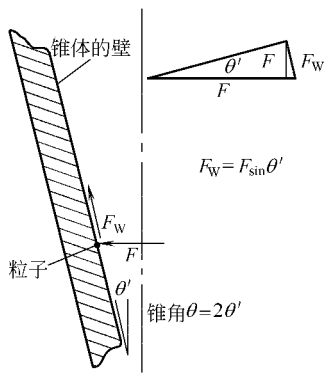


图 6-56　粒子在锥体中所受离心力

（5）良浆出口管　良浆出口管径过大，良浆排出畅通，浆料进入锥体下部的量相应减小，大部分浆料在锥体的上部即向中心集中而向上涌出。出浆管伸入涡旋区的深度决定着浆料向中心集中的开始位置。伸入太浅，一部分浆料在进入除渣器后，很快就进入良浆排出口，这样对杂质的分离是不利的。

据资料介绍，良浆出口管直径与进浆口直径应有一定比例

关系，通常良浆出口与进浆口直径之比在 1～2 时对分离较小杂质颗粒有利。

（6）除渣器底部结构　通常锥形除渣器底部结构为锥形不变的锥体。集群式净化系统中小直径的单个除渣器的底部大多采用在除渣器底部内壁制成有一定导程、宽度和深度的单线或多线螺纹。当离心力使重杂质进入螺纹沟槽后，就沿着螺纹线向下移动，减轻了对下锥体的阻流作用。为了保证稳定的净化效率，沟槽的入口必须正确设计，使外壁的界面层能平滑地过渡到沟槽中。这种带螺纹槽的除渣器避免了纤维的过多流失，并使良浆浓度接近于进浆浓度，减少了排渣器堵塞的几率，净化效能也比一般的除渣器要高。

2．涡旋除渣器的安装与使用

（1）净化器的布置　除渣器跟筛浆机一样通常是串联使用。由于加大尾浆量才能保证有良好的运行效率，所以必须增加段数以浓集浆流中的尘粒，同时使好纤维返回系统。一个三段布置的净化系统示于图 6-57。这种多段布置净化系统的特点是：在第一段着重提高良浆质量，而在后面几段着重减少纤维流失。

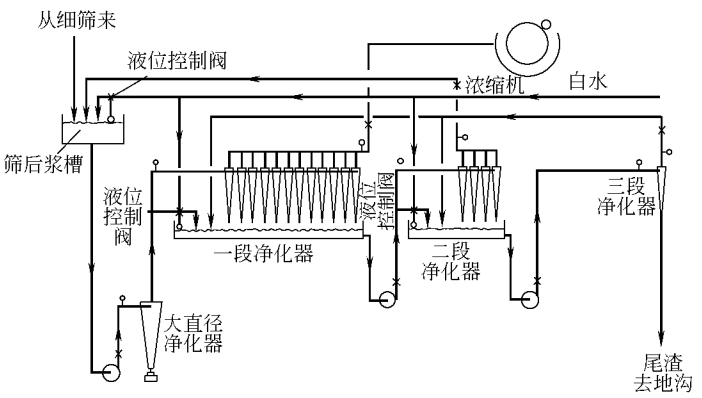


图 6-57　三段离心净化系统流程图

一段锥形除渣器的进口压力一般在 0.3～0.35MPa，良浆出口压力在 30kPa，以后各段压力可略为递减。进浆浓度少于 1%，以 0.5%～0.7% 的除渣效率最好；最后一段的排渣中纤维量要低于 1%，一般在 0.4% 左右。

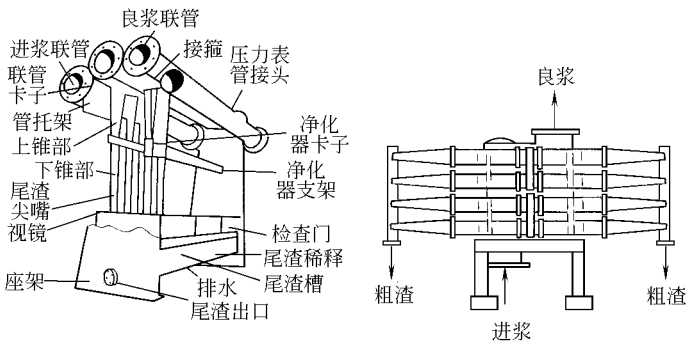


图 6-58　列式净化器的安装图

（2）净化器的安装　净化器安装的原则是：节省空间，缩短管路，便于操作。早期的净化器安装采用大量敞式垂直排列，以橡胶软管连接到进浆总管和良浆总管上，并敞开排入尾浆槽，有圆形布置和长列形布置。图 6-58 示出了一列改进后的敞式垂直布置的净化器组。

小直径的涡旋锥形除渣器的通过量小，生产能力低，但能去除细小的尘粒。因此，如使用小直径的除渣器，必须配置大量的这种除渣器单体才能满足生产要求。外罩封闭式安装净化器组出现在 20 世纪 60 年代，如图 6-59 所示，图 6-60 是小直径除渣器单体。

在这种净化器装置中，每个除渣器单体有共同的进浆室、良浆室和粗渣室，相比以上敞式排列净化器安装更紧凑，占地面积小，通常采用封闭式排渣，能阻止空气进入良浆中，尽管除渣器磨损也不会有浆料泄滤出来。当然，外罩封闭式安装净化器不利于单个除渣器的保养维护，况且单个除渣流量的调整不是很方便。

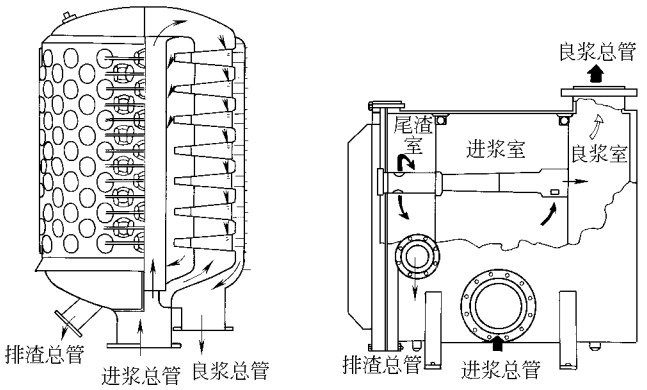


图 6-59　外罩封闭式安装净化器

（3）节浆器的使用　为了减少纤维流失，提高除渣器净化效率，有一种叫节浆器的辅助装置（图 6-61），它连接在锥形除渣器下端的排渣口。节浆器有圆筒形及锥形两种，圆筒形节浆器安装在除渣器本体上下两节圆锥体之间；锥形节浆器则套在除渣器底部。在节浆器侧面切线送入压力为 200kP 的清水，向除渣器内的涡旋补充能量。由于进入除渣器的清水降低了渣浆的浓度，从而可使纤维与尘埃更好地分离，这样既保证了净化效率，又使尾渣量从 7%～l0%下降至 2.5%～3.0%。

（4）排渣方式的确定　除渣器的排渣有间断排渣和连续排渣两种方式。为了减少排渣量，低压差除渣器和多段排渣的最后一段常采用间断排渣方式，但除渣效率较低；高压差涡旋除渣器多采用连续排渣，连续排渣又可分为敞开式（排向大气）、密封式和半密封式，密封式排渣是为了防止空气进入良浆中。国内大多采用直接向大气排渣，正常情况下粗渣呈伞状旋转喷射出去，但如果操作条件改变或排渣口堵塞，则排渣呈直线下流甚至断续下滴，除渣效率只有伞状排渣的一半。

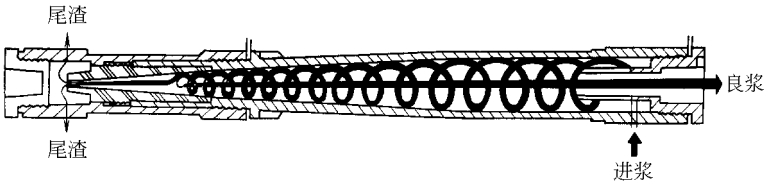


图 6-60　小直径除渣器单体

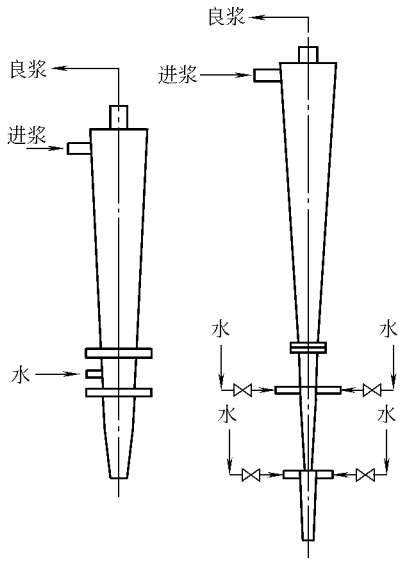


图 6-61　两种节浆器的安装方式

（5）涡旋除渣器的应用　600 型、600EX 型属于小型号除渣器，它们的排渣口为 ϕ3～5mm，对小于 0.2mm^2 的杂质仍有较好的分离效果，因而主要用于细浆中杂质的分离。600EX 型除渣器的进浆压力约为 300kPa，出浆压力最大不超过 30kPa；纸浆浓度为 0.5%时，它的能力为 120L/min。这两种小型号除渣器尾浆量较大，为了减少尾浆中的好纤维含量，常采用多段串联。

606 型除渣器属中型号的除渣器，选用 ϕ4～8mm 的排渣口，可用于多种纸浆的净化。当浆料入口压力为 300kPa，出口压力 30kPa 的状况下，通过量可达 340 L/min。故其单个除渣器的生产能力约是小型号除渣器的 3 倍。当进浆浓度为 0.5%时，606 型号除渣器的除渣效率最高。

620 型除渣器属于大型号除渣器，可选用大直径的排渣口（ϕ8～20mm），生产能力为 830～3200L/min，

进浆浓度约为 0.4%～0.6%。623 型除渣器是该型号除渣器中的一种，它对大于 0.5mm^2 的杂质能净化得较干净，而对小于 0.5mm^2 的杂质的效果较差。

640 型除渣器是一种特大型的锥形除渣器，它通常安装在小型号除渣器之前，供纸浆的预净化之用，以除去纸浆中的大个杂质如砂石、树皮、大纤维束等，以免对后续除渣器造成损害。

（三）高浓除渣器

提高纸浆净化浓度有利于减少输送液体的负荷，节省动力消耗，在相同条件下可提高生产能力。但提高纸浆的净化浓度，则纸浆中的纤维密度增大，粗渣与纤维间结合形成的网络强度相应增加，使粗渣从好纤维中分离出来就很难。这主要是因为许多净化设备在结构上不带运动件，纸浆的运动纯粹是由设备本身或液压差产生，因而高浓时难以实现纸浆的“流体化”。

至今为止，实现高浓的净化设备仅限于用于废纸净化的高浓涡旋除渣器，而且只作粗选净化设备使用，即除去废纸中较大而重的粗渣。早期的高浓涡旋除渣器如图 6-62 所示，其结构上的特点是主体上部带有由电机带动的旋转叶轮，借以增强浓度为 2%～4% 的纸浆的旋流作用，分散纤维网络，使粗杂质与纤维分离，粗渣从下部排出，净化效率低。

图 6-63 是用于废纸制浆流程中水力碎浆机后除去相对密度大于纸浆的粗渣的高浓涡旋除渣器结构图，又称双锥形涡旋除渣器。它在结构上的特点是主体具有两个锥形旋流管以及锥管下方带沉渣罐，其净化原理同样是利用浆料产生的离心力。从下锥形部通入压力水，减少纤维下沉，并进一步稀释粗渣，使纤维与杂质分离。处理浆料浓度可达 3%～4%，进出口压差小，可除去粗大的杂质颗粒。

图 6-64 是济宁轻机厂研制的用于除废纸浆中的各类重杂质的高浓涡旋除渣器。该设备也是利用涡流离心原理高效净化浆料，浆料以一定的压力沿切线进入高浓除渣器，形成涡流旋转进入内锥管，高压平稳水从内锥管下部进入，上升至玻璃锥管中部，与上面下来的浆料

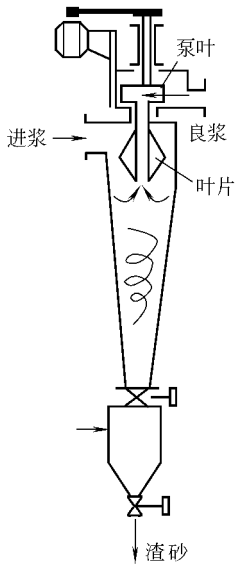


图 6-62　早期的高浓涡旋除渣器

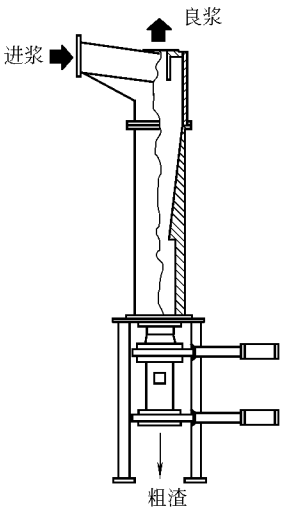


图 6-63　高浓双锥形涡旋除渣器

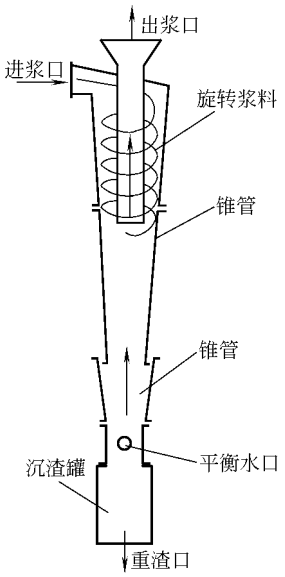


图 6-64　高浓除渣器结构示意图

相遇并达到平衡状态。此时浆料被稀释，浓度开始下降，由于平衡水在中心处受到离心力的作用形成低压带，从而使良浆从中心逆流上升，由螺旋室出口流出。涡流产生的离心力使杂质集中在锥管内侧，与浆料分离后下降，落入沉渣罐中，定期排出。

该设备与浆料接触的部分采用不锈钢或陶瓷材料制造，耐酸、耐磨、耐腐蚀。特殊的结构形式适用浓度高，除渣效果好，无需动力配置，使用方便可靠。排渣方式分手动和自动两种形式，自动排渣采用 PLC 控制。该类型设备的主要性能见表 6-11 所示。

表 6-11　　高浓除渣器的性能和主要参数

型　号	ZSC51	ZSC52	ZSC53	ZSC54	ZSC55	ZSC56	ZSC57
通过量/(L/min)	800～900	1200～1300	1600～1800	1800～2600	3000～4500	4500～5800	5800～7500
进浆浓度/%	2～5	2～5	2～5	2～5	2～5	2～5	2～5
进浆压力/MPa	0.2～0.35	0.2～0.35	0.2～0.35	0.2～0.35	0.2～0.35	0.2～0.35	0.2～0.35
出浆压力/MPa	0.01～0.05	0.01～0.05	0.01～0.05	0.01～0.05	0.01～0.05	0.01～0.05	0.01～0.05
排渣方式	手动	手动	自动	手动、自动	手动、自动	手动、自动	手动、自动

（四）轻杂质除渣器

逆向除渣器是 20 世纪 60 年代研制的用于除去纸浆中轻杂质的一种净化设备，其结构原理与常用的正向除渣器完全一样，但在使用上却与正向除渣器相反，如图 6-65 所示。

良浆从锥形底部排出，比纤维轻的杂质则从上部中心管排出，目的在于除去浆中比纤维更轻的杂质如塑料颗粒、蜡、薄膜等胶粘物。它能排出 95% 以上的轻杂质，操作方便，效果显著。

在逆向除渣器中，粗渣排出量约为进浆量的 20%～50%，故粗渣中必须带走部分好纤维，如果某个时候的操作条件发生变化（浆料浓度升高，压力下降等），则粗渣排出口夹带的好纤维将超过 20%，甚至可高达 50%。因此，逆向除渣器应采取多段串联以减少纤维流失，图 6-66 是逆向除渣器三段阶梯式排列，最后一段的粗渣可排掉或送气浮澄清池处理，其除渣效率可达 70% 左右。

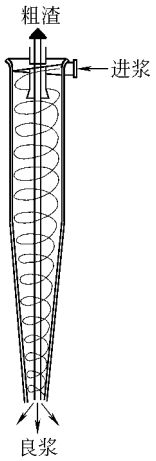


图 6-65　轻杂质除渣器

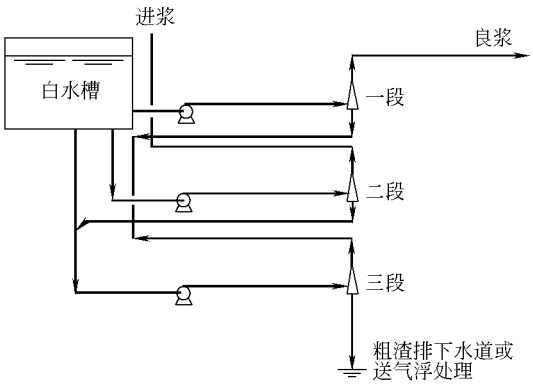


图 6-66　轻杂质除渣器的三段阶梯式排列

参 考 文 献

1 陈克复编著．中高浓制浆技术与装置．广州：华南理工大学出版社，1994

2 陈启新编．纸浆筛选设备．北京：轻工业出版社，1981

3 《制浆造纸手册》编写组编．制浆造纸手册．第七分册· 纸浆的洗、选、漂．北京：中国轻工业出版社，1993

4 中国轻工总会编．轻工业技术装置手册．北京：第 1 卷．机械工业出版社，1995

5 邝守敏编．制浆工艺及设备．北京：中国轻工业出版社，2000

6 陈克复等．对压力筛筛选机理及效率评定方法的新认识．中国造纸，1996(6)：51

7 杨光誉，陈克复．新型压力筛的结构．中国造纸，1997(1)：58

8 林思球．新型压力筛在纸浆筛选中的应用．中国造纸，1998(3)：9

9 邵立译．国外造纸．10(6)：44(1991)

10 陈庆蔚编．当代废纸处理技术．北京：中国轻工业出版社，1998

11 陈启新．造纸技术通讯，1981 年第 6 期

12 G.A. 斯穆克著．曹邦威译．制浆造纸工程大全．北京：中国轻工业出版社，2001

13 沈序龙等编，废纸再生工程．北京：轻工业出版社，1990

14 E.W. 马科斯，T.M. 格雷斯编．曹邦威译．最新碱法制浆技术．北京：中国轻工业出版社，1998

第七章　漂 白 设 备

第一节　概　　述

漂白过程是向纸浆加入漂白剂，使纸浆中的纤维在发生化学反应后脱去带有发色物质的木素或改变木素发色基团的过程，从而获得具有一定白度和适当的物理及化学性能的纸浆。

纸浆漂白的方法可分为两大类，一类是使用漂白剂，通过氧化作用使木素溶出以实现漂白的目的，常用的漂白剂有漂白粉、氯、次氯酸盐、二氧化氯、氧、臭氧、过氧化氢等，当对纸浆白度要求较高时，就采取这种方法；另一类漂白是保留而不是溶出木素，仅使发色基团脱色，这种方法漂白的损失很小，并保持了纸浆的特性，一般用于高得率浆的漂白，常用的漂白剂有过氧化氢、连二亚硫酸盐等。其中过氧化氢既能改变木素的发色基团而作为“表面漂白剂”，也能脱木素而作为氧化漂白剂。

一、漂白过程的段与序

纸浆漂白的过程因制浆原料、制浆方法、采用的漂白剂和对纸浆白度的要求不同而可有不同的流程和漂白段顺序。

图 7-1 是典型的五段漂白的流程，图 7-2 是具有氧脱木素段的短序漂白流程。图中的代号见表 7-1，这些符号是在造纸工业中国际通用的纸浆漂白代号。

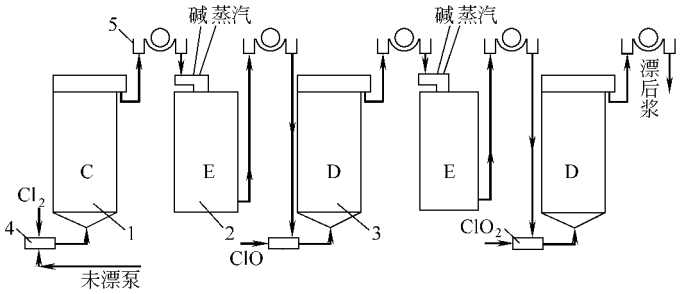


图 7-1　典型的五段漂白流程

1—升流漂白塔（氯化段 C）　2—降流漂白塔（碱处理段 E）　3—升流漂白塔（二氧化氯漂白段 D）　4—混合器　5—洗浆机

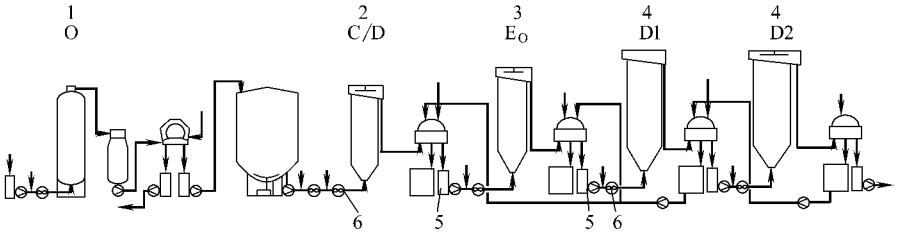


图 7-2　具有氧脱木素段的短序漂白流程

1—氧脱木素段（O）　2—氯化段（C/D）　3—氧碱处理段（E_O）

4—二氧化氯漂白段（D1、D2）　5—中浓浆泵　6—中浓混合器

表 7-1　　漂白段代号

代　号	名　称	代　号	名　称
C	氯化段	P	过氧化氢漂白段
E	碱处理段	R	连二亚硫酸盐漂白段
H	次氯酸盐漂白段	C/D	带有二氧化氯的氯化段
D	二氧化氯漂白段	E_O	在碱处理段加氧
O	氧脱木素段	E_P	在碱处理段加过氧化氢
Q	螯合剂处理段	E_H	在碱处理段加次氯酸盐
Z	臭氧漂白段		

目前工业中常用的漂白段顺序组合的漂白系统如表 7-2 所示。对于特定的纸浆漂白，采用哪种漂序，要根据工艺条件及要求进行认真的选择。此外，采用低浓条件下漂白还是中浓或高浓条件下漂白，也要根据工艺条件、设备情况、漂白段的适用范围等来决定。

表 7-2　　漂白顺序与适用的纸浆种类

漂白顺序	适用纸浆种类	漂白顺序	适用纸浆种类
H，HH	亚硫酸盐针叶木浆 碱法稻麦草浆 碱法苇浆	CEHH	硫酸盐竹浆 碱法蔗渣浆 碱法苇浆
HP	中性亚硫酸盐半化学浆 亚硫酸盐针叶木浆	CED CEHED	硫酸盐针叶木浆 碱法稻麦草浆 硫酸盐竹浆
P，PR	云杉磨木浆，废纸脱墨浆 马尾松热磨机械浆	O D/C E_OD O D E_OD O D/C E_{OP}D	硫酸盐针叶木浆 硫酸盐竹浆 硫酸盐阔叶木浆
CEH CEHD	各种化学浆 亚硫酸盐阔叶木浆 中性亚硫酸盐化学浆 中性亚硫酸盐半化学浆 硫酸盐竹浆 硫酸盐针叶木浆 碱法蔗渣浆 碱法稻麦草浆	O D E_{OP}DD O DE_{OP}DED O（DO）DED OZ（E_O）D C E D E D	硫酸盐针叶木浆 硫酸盐阔叶木浆

二、漂白段的基本配备

上述各种漂白段的配备基本上都是由洗涤浓缩设备、纸浆输送设备、纸浆与漂白剂及助剂的混合设备、漂白反应塔、漂白剂制备系统等组成，这些设备同漂白段中的纸浆浓度有关。就某段漂白或整条漂白生产线来说，漂白可以在低、中、高三种不同的纸浆浓度下进行。从目前工程实例看，通常认为纸浆浓度 3.5%～6%时为低浓漂白，7%～15%时为中浓漂白，而在 25%～30%时就为高浓漂白。

对于不同浓度的一些漂白段流程放在下面各节中详细讨论，不同浓度的各种漂白段所配

用的漂白塔用升流式还是降流式或升—降结合式，由表 7-3 所示。

表 7-3　　不同浓度下的升、降流式漂白塔的使用

浓度范围	漂白塔中纸浆流向	被采用的漂白段	备　　注
低　浓	升　流	C、E、R	—
	升—降流	C	设有升流预反应塔
中　浓	升　流	任何漂白段	O 段一般用升流式漂白塔
	降　流	E、H、D P、R、E_O	—
	升—降流	D、P	—
高　浓	降　流	P、O、Z	目前高浓氧脱木素已很少应用

三、纸浆漂白技术的发展

传统的低浓纸浆氯漂白，漂白剂为元素氯或含氯化合物，所以排放的废液对环境产生严重污染。目前漂白的废液虽然可通过逆流洗涤循环使用而减少废液量，但漂白污染负荷没有减少，因此纸浆氯漂白所产生的废液始终是制浆造纸厂的严重污染源。纸浆在低浓条件下 CEH 三段漂白，排出废水中含有大量可吸附的有机卤化物（AOX）。一些国家对生产一吨风干漂白纸浆允许排放的 AOX 已实行严格限制，如表 7-4 所示。我国也在 2001 年 1 月 1 日起执行的造纸工业废水污染物排放标准中，把 AOX 限量排放作为参考指标，并将过渡为控制指标，说明我国已开始注意到 AOX 的危害。

因此，现代漂白技术，尽量取消低浓条件下漂白，实现中浓或高浓纸浆漂白，实现少氯或无氯漂白，工业界称为 ECF 或 TCF 漂白，这样可减少用水量，减少漂白剂和助剂的消耗，简化流程，节能降污，大幅度减少 AOX 的排放量。

表 7-4　　一些国家规定的漂白污染物 AOX 排放限量表　　单位：kg/t 风干浆

国　家	1990	1991	1992	1993	1994	1995
澳大利亚	1.0	—	—	—	—	—
加拿大						
B.C 省	—	2.5	—	—	1.5	—
Ont. 省	—	2.5	—	—	—	—
芬兰	—	—	—	—	—	1.4
德国	1.0	—	—	—	—	—
挪威	—	—	4.0	2.5	—	2.0
瑞典	1.2～1.8	—	1.5	—	—	约 0.5
日本	—	—	—	1.5	—	—

纸浆在中高浓条件下进行少氯漂白，就是无元素氯漂白，如表 7-2 中的 ODE_OD、$ODE_{OP}DD$ 等漂白顺序均属于无元素氯漂白；纸浆在中高浓条件下进行无氯漂白，就是采用不污染环境的漂白剂漂白纸浆，如表 7-3 所示的为 O、P、Z 等漂白段以及由它们组成的漂白顺序均属于无氯漂白。

有资料报道，CEH 传统三段漂白生产每吨风干浆将排放 4.5～8kg 的 AOX，对用氯量

较多的制浆厂，其排放的 AOX 量会更高。因此，如不进行改造或重建，实行中高浓纸浆少氯或无氯漂白，我国造纸工业的严重污染问题就永远不可能解决。可以看出，在我国推广中高浓纸浆少氯或无氯漂白是今后我国造纸工业的重要措施。但作为必须掌握的知识，本章也同时介绍传统 CEH 三段漂白设备。

第二节　CEH 传统三段漂白设备

由氯化（C）、碱处理（E）、次氯酸盐漂白（H），即 CEH 三段组成的漂白，可用于多种化学浆，如表 7-2 所示。这种 CEH 三段漂白程序对易漂纸浆，在保证纸浆强度及其他品质条件下，白度可达 80％以上。为了取得更高的白度或针对特殊的浆种，也有多至 4～7 段的多段漂白，如表 7-2 所列的 CEHH、CEHED、CEHEDH 等漂白顺序，均属多段含氯漂白。

一、漂白流程及所需设备

（一）漂白流程

CEH 三段漂白的典型流程，多本教材都有介绍。低浓纸浆与氯气经浆氯混合器混合后，进入氯化塔进行氯化，氯化塔为升流塔；氯化后纸浆用水洗涤，除去部分盐酸及少量溶出的氯化木素，然后加入碱液调节 pH 值，经单辊或双辊混合机混合，送入碱处理塔进行碱处理；由于该流程的碱处理段仍保持在低浓条件下，故碱处理塔仍为升流塔；纸浆经 E 段洗涤机洗涤后除去溶出的全部氯化木素，再经双辊混合机与次氯酸盐混合，并加入蒸汽，提高纸浆温度，再送入半漂塔和漂白塔漂白至工艺要求的白度，最后经洗涤送贮浆池备用。由于 H 段仍为低浓，故漂白塔仍采用升流塔。

目前通过改进，上述低浓流程中的碱处理和次氯酸盐漂白可采用在中浓条件下进行，这样整个多段漂白流程及设备就有所变化。这时，碱处理塔及漂白塔均采用降流塔，纸浆经碱处理和漂白后，在碱处理塔和漂白塔底部要加液体稀释，并增设搅拌器混合均匀后由低浓浆泵抽出。

（二）所需漂白设备

从上述流程中可以看出，CEH 多段漂白所需设备为：浆泵、混合器、氯化塔、碱处理塔（低浓或中浓）、次氯酸盐漂白塔（低浓或中浓）、推进器（作搅拌器用）、针形阀和洗涤浓缩设备。洗涤浓缩设备及中浓浆泵已在另章讨论，推进器及针形阀放在第九节介绍，本节只讨论混合设备和反应塔。

二、氯化段及氯化塔

（一）氯化段

氯化漂白塔常采用低浓升流式，其低浓升流氯化段流程如图 7-3 所示。

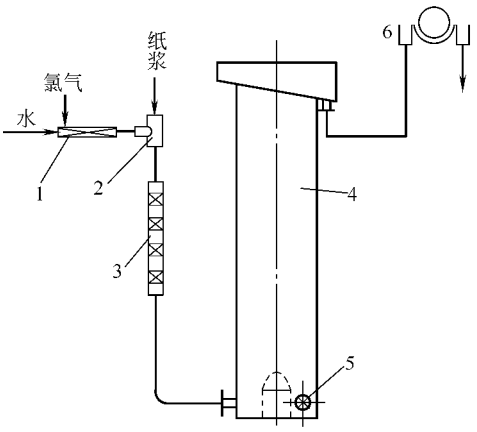


图 7-3　低浓升流氯化段流程

1—氯水分散器　2—三通管　3—浆氯静态混合器
4—低浓升流氯化塔　5—搅拌器　6—洗浆机

已经和氯水混合均匀后的纸浆被泵送沿切线方向进入氯化塔，并借助进浆压力而上升，安装于塔底的循环推进器对纸浆流作进一步混合

同时使纸浆回旋上升。纸浆在氯化塔内停留工艺要求时间并完成化学反应之后，经塔顶溢流而出。低浓升流氯化塔必须满塔操作，由于浓度低，操作起来较稳定。

（二）氯化塔

氯化塔结构如图 7-4 所示，是纸浆氯化反应的容器，氯化塔采用升流式有一个优点，即氯气一进入塔内即受到静压作用，有利于氯化反应；氯化塔的塔体为直立筒体，材质可用钢板衬胶或衬耐酸砖、混凝土衬耐酸砖或衬涂环氧树脂。塔底中心有一顶端为圆锥形的锥柱体，构成环形沟槽，内装有 1～2 个搅拌推进器，并在其上方装有导流板；也有在整个塔体高度上安装 2～3 个循环推进器的设计，但其氯化反应速度很快，会造成局部过漂。

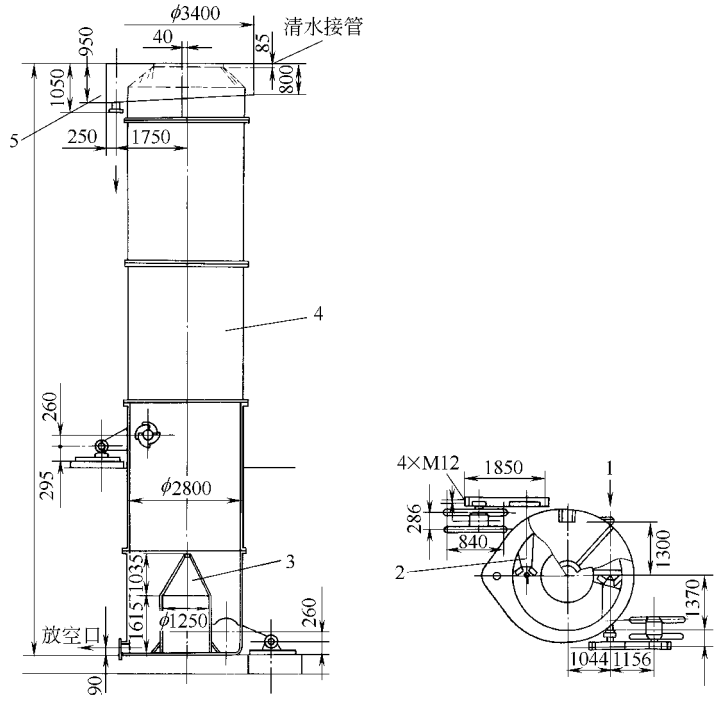


图 7-4　升流式氯化塔

1—进浆口　2—循环推进器　3—锥柱体　4—塔体　5—排浆口

国产低浓升流氯化塔的主要技术参数见表 7-5。图 7-5 就表示 ZPT_2 型号的氯化塔基本结构，由塔底、塔身、塔顶、循环推进器、针形阀等组成，并用法兰通过螺栓连接而成，在塔顶上设有排气孔，可接排风机，将废气排出到室外大气中。在塔的上部，还设置有针形阀进行喷水稀释，纸浆经稀释后上升，并且流入塔顶出浆口。在塔底设有排空口，以使在必要时排出塔内纸浆之用，所有与纸浆接触的金属表面，均衬耐酸硬橡胶，以防腐蚀。ZPT 型号的氯化塔根据排列形式分 Y 型和 Z 型两种，根据日产量的大小分为Ⅰ、Ⅱ、III、IV 的 2～4 种不同的高度，选用时可根据工艺要求进行选定。

表 7-5　　ZPT 型低浓升流式氯化塔主要技术特征

型号 / 项目	ZPT_1	ZPT_2	ZPT_3	ZPT_{3A}	ZPT_{5A}	ZPT_5
生产能力／（t／d）	20～30	40～60	50	50～60	100	100～120
容积／m^3	40，48，55，62	70，80	85	～65	133	162
纸浆浓度／%	2～3	2～3	2～3	2.0～3.5	2.5～3.5	2～3
直径／mm	2200	2500	2800	2800	3400	3500
高度／mm	11500，13500 15500，17500	15500，17500	15650	12150	16660	18800
材质	钢板衬胶	钢板衬胶	钢板衬胶	钢板衬胶	水泥衬耐酸砖	水泥衬耐酸砖

续表

项目 \ 型号	ZPT_1	ZPT_2	ZPT_3	ZPT_{3A}	ZPT_{5A}	ZPT_5
电动机功率/kW	18.5	18.5	18.5	30	45	11
循环推进器/mm	ϕ600	ϕ600	ϕ600	ϕ1000	ϕ1000	ϕ750（二台）
针阀口径/mm	25	25	25	25	25	40

三、碱处理段及碱处理塔

（一）碱处理段

碱处理段流程如图 7-6 所示，碱处理采用降流式，纸浆常在中浓条件下进行碱处理，一般为 10%；纸浆经过混合机与药液及蒸汽混合后，从塔顶投入，由塔底部抽出；通过针形阀注入稀释水，在推进器的搅动下，稀释到一定低浓度后泵送至洗浆机进行洗涤。

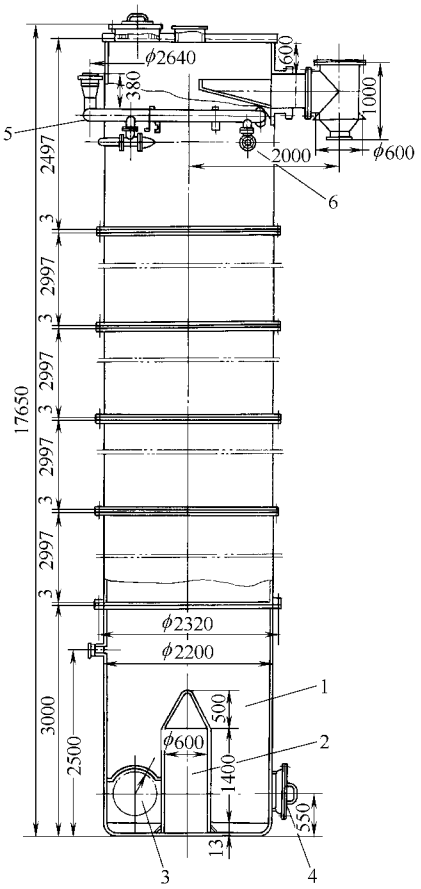


图 7-5　ZPT_2 升流氯化塔基本结构

1—塔体　2—锥柱体　3—循环推进器
4—人孔法兰　5—稀释管　6—针形阀

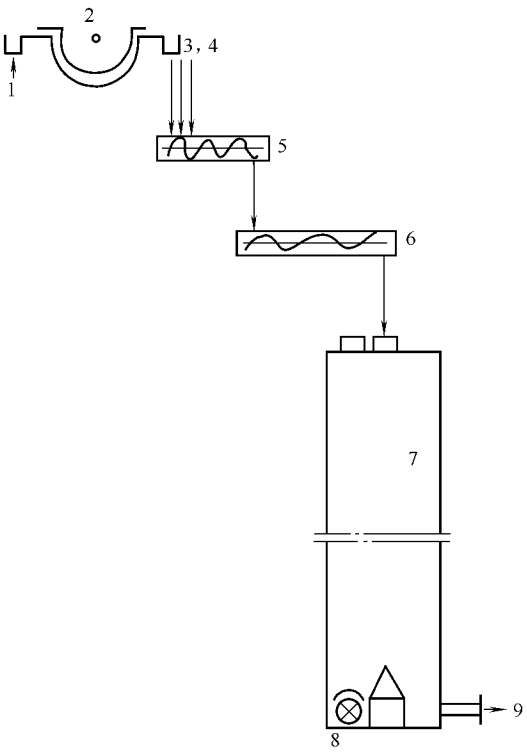


图 7-6　碱处理段流程

1—纸浆进口　2—洗浆机　3—蒸汽　4—药液　5—双辊混合器
6—螺旋输送机　7—碱处理塔　8—推进器　9—排出纸浆

（二）碱处理塔

我国有降流式碱处理塔的定型产品，图 7-7 表示了 ZPT 系列的碱处理塔结构，其主要

技术参数由表 7-6 所示，ZPT 系列降流式碱处理塔结构为钢制敞开式直立容器，由塔底、塔体、塔顶、循环推进器、针形阀、液位指示器等组成，并用法兰通过螺栓连接而成，塔顶内衬有如 304 型号的不锈钢板，可防止塔内碱液纸浆液位的变动，使部分金属表面经常与空气接触，产生锈迹影响纸浆质量，塔顶并设有排气孔，用来排除游离出来的废气。ZPT 系列碱处理塔分 Y 和 Z 两种型式，根据日产量大小分三种不同高度，以适应不同工艺要求。

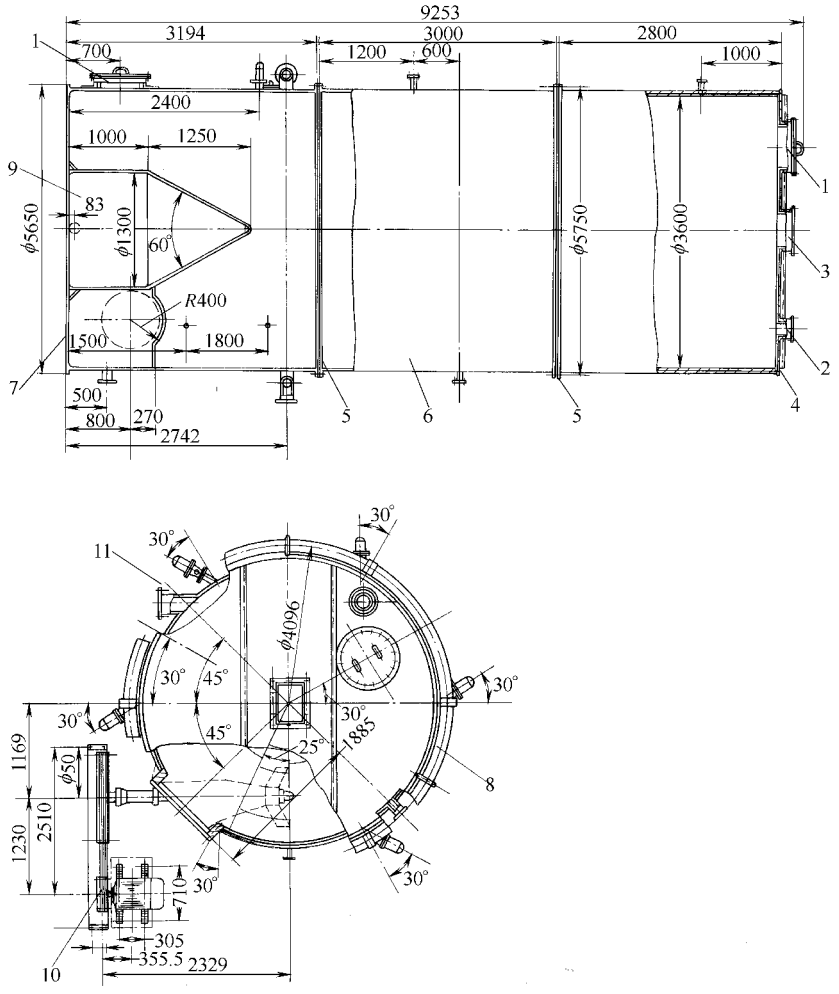


图 7-7　ZPT 系列碱处理塔

1—人孔　2—排气孔　3—进浆口　4—塔顶　5—连接法兰
6—塔体　7—塔底　8—稀释水管　9—锥柱体　10—推进器　11—排浆口

表 7-6　　ZPT 系列碱处理塔主要技术参数

技术参数	ZPT11	ZPT12	ZPT14	ZPT19
生产能力/(t/d)	20～30	40～60	100～120	80
纸浆浓度/%	8～10	8～10	8～10	8
电机功率/kW	18.5	18.5	11	22
塔体直径/mm	2200	2800	3500	4800

续表

技术参数	ZPT11			ZPT12			ZPT14	ZPT19
塔体高度/mm	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅱ	Ⅲ	Ⅰ	Ⅰ
	9000	10000	11000	9000	10000	11000	11000	9210
容积/m^3	28	32	26	35	40	45	70～85	63
推进器/mm	ϕ600			ϕ600			ϕ750（2 台）	ϕ750

四、次氯酸盐漂白段及漂白塔

次氯酸盐漂白段流程

中浓纸浆次氯酸盐漂白段流程与碱处理段类似，可参阅图 7-6。纸浆经与次氯酸盐漂液混合后从塔顶投入塔内进行漂白，塔内纸浆浓度约为 8%～15%（一般为 10%），漂白后纸浆在塔底部经稀释后由泵抽出送去洗浆机洗涤。

用于 CEH 多段漂白的次氯酸盐漂白段流程也可应用于单段次氯酸盐漂白。

次氯酸盐漂白塔

次氯酸盐漂白塔常采用降流式，用于经碱处理并洗涤后的纸浆进行次氯酸盐补充漂白，也可用于单段次氯酸盐漂白，或作中浓贮浆塔。

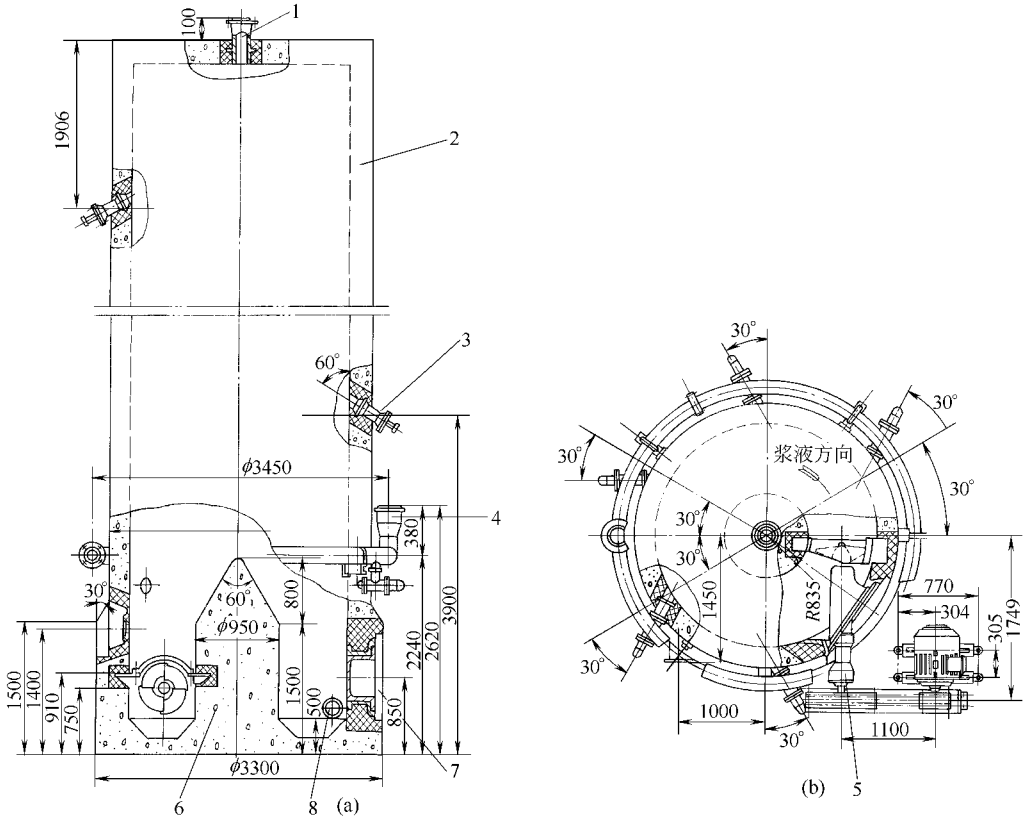


图 7-8　ZPT 系列降流式次氯酸盐漂白塔

（a）主视图　（b）俯视图

1—浆进口　2—塔体　3—测温点接口　4—稀释水管　5—推进器　6—锥柱体　7—人孔　8—出浆口

塔体为钢筋混凝土结构，内衬瓷砖或内涂两层环氧树脂，也为敞开式直立容器，其塔的容积和高度可根据工艺要求和条件来决定；与药液充分混合后的纸浆从塔顶中心进入塔内进行漂白反应，塔的下部装有环形水管及针形阀，可进行喷水稀释纸浆，稀释后纸浆在推进器推动下循环流动，并于塔底出浆口由浆泵抽送至洗浆机洗涤。我国有次氯酸盐漂白塔定型产品。

图 7-8 所示为 ZPT 系列降流式漂白塔结构图，其主要技术参数如表 7-7 所示，ZPT 系列有左、右机两种型式。

表 7-7　　ZPT 系列降流式漂白塔主要技术参数

技术参数	ZPT_{21}	ZPT_{22}	ZPT_{23}	ZPT_{24}	ZPT_{24A}
生产能力/(t/d)	20～30	40～60	70～90	100～120	100～120
浆浓度/%	7～8	7～8	7～8	10～12	10～12
底部直径/mm	2500	2800	3200	5000	3800
高度/mm	9000～15000	按工艺要求定	按工艺要求定	11000	按工艺要求定
材质	水泥	水泥涂树脂	水泥衬砖涂树脂	水泥衬砖涂树脂	水泥衬砖涂树脂
循环推进器/mm	ϕ600	ϕ600	ϕ750	ϕ750（两台）	ϕ750
电机/kW	18.5	18.5	11	每台 11	11

五、混合设备

混合设备是 CEH 三段漂白的关键设备，漂白剂与纸浆混合得均匀与否，将直接影响纸浆的漂白质量。特别是氯化反应速度很快，因此要求混合强度高，必须在短时间内迅速完成纸浆与漂白剂的均匀混合。目前的 CEH 三段漂白中，除了氯化段是在低浓条件下进行之外，E 段及 H段也有的是在 8%～15% 的中浓度下进行漂白的，即使是 4～6 段的多段漂白，除氯化段之外均可以采用中浓处理或漂白，因此其纸浆与漂白剂及其他化学药剂的混合除采用单辊或双辊混合器外，还可采用现代混合设备，即中浓浆泵配用中浓高剪切混合器，这放在下一节讨论。

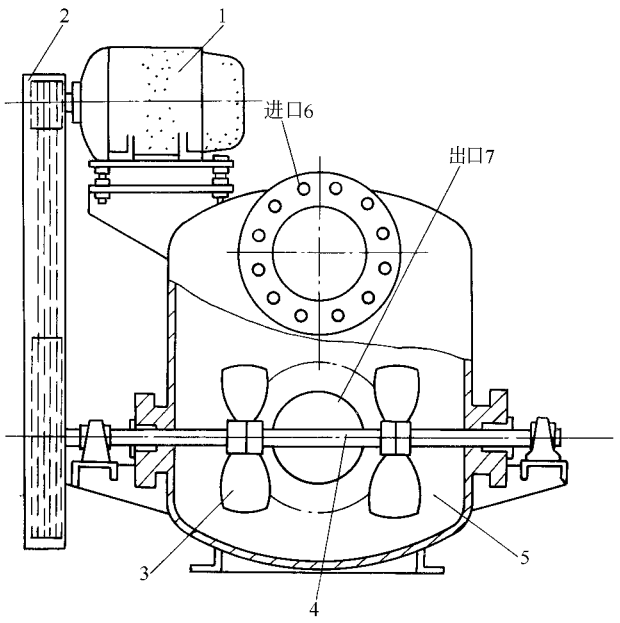


图 7-9　螺旋桨式浆氯混合器

1—电机　2—皮带传动　3—螺旋桨　4—传动轴
5—混合器　6—纸浆及氯气或氯水进口　7—出口

（一）传统浆氯混合器

传统的氯化都是在 3%～4% 的浆浓下进行的，早期的浆氯混合器大都是机械搅拌式的，其电耗、造价、占地面积及维修工作量均较大，目前多选用静态浆氯混合器。由于有些制浆厂还在使用机械搅拌式的浆氯混合器，因此这里也取两种型式做简单介绍。

1. 螺旋桨式浆氯混合器

如图 7-9 所示，主要部件为两个

装在同一旋转横轴上、但相向地推进纸浆的螺旋桨，促使纸浆由激烈搅拌而产生高强度对流冲击，从而使纸浆与氯气或氯水达到充分混合，并从排浆口排出。

2．费斯开林浆氯混合器

如图 7-10 所示，主要部件有作为纸浆推进器的轴流泵、氯气喷入管及在混合器内带轴流泵的中心管流道，氯气喷入管伸入到流道管的排出口以内，轴流泵送出的高速低浓浆流与氯气直接撞击而产生激烈湍动，使两者充分混合。

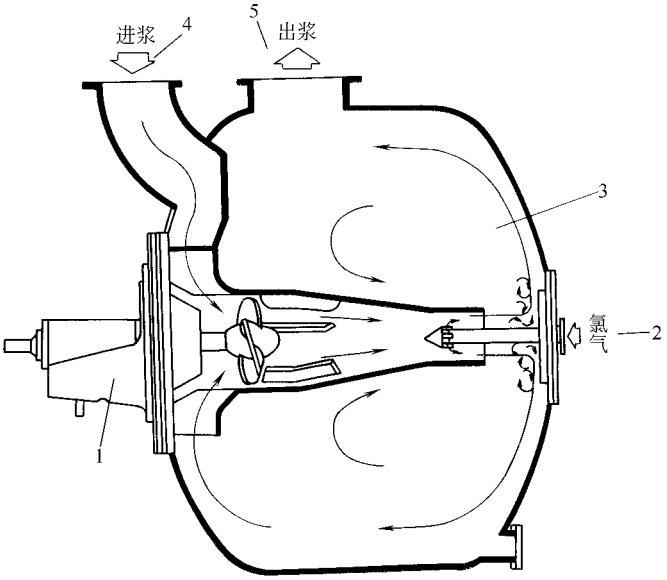


图 7-10　费斯开林浆氯混合器

1—轴流泵　2—氯气喷入管　3—混合罐

4—纸浆进口　5—纸浆与氯气混合后排出口

3．静态浆氯混合器

典型的螺旋板式静态浆氯混合器如图 7-11 所示，它是由管子内的若干节螺旋板混合元件组成的。螺旋板混合元件就是一块长边的两端扭曲 180°的螺旋板，有右旋板和左旋板之分，如图 7-12 所示。在管子中一节右旋板和一节左旋板交替布置，前一螺旋板的末端和后一螺旋板的前端互成 90°交叉连接，如图 7-12（c）所示。整个静态浆氯混合器安装于纸浆流动管道中。

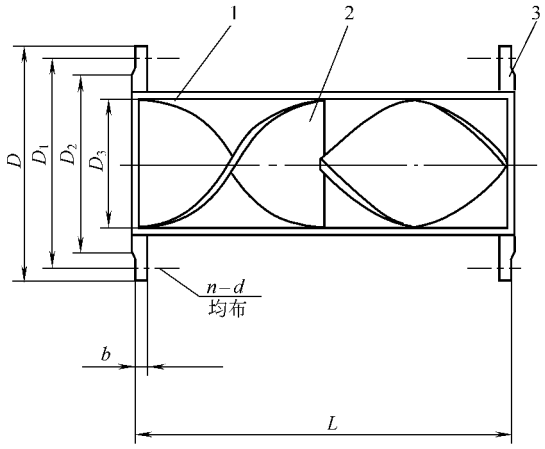


图 7-11　螺旋板式静态浆氯混合器

1—管子　2—螺旋板混合元件　3—法兰

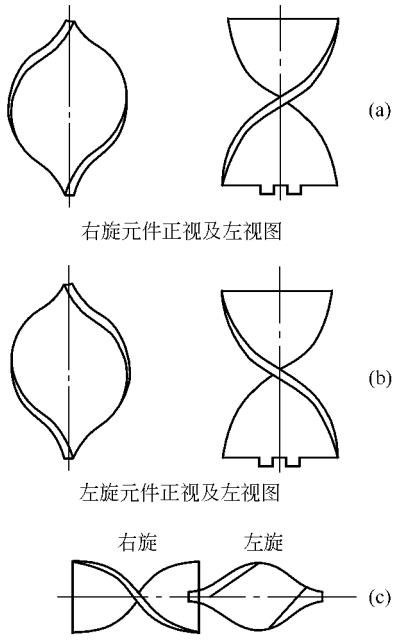


图 7-12　螺旋板式静态浆氯混合器的混合元件

（a）右旋板（b）左旋板（c）一节右旋板和一节左旋板连接

氯气用氯水分散器制成氯水后，与低浓纸浆流汇合进入静态浆氯混合器内，纸浆浓度一般为3%～4%。当浆氯混合流通过混合器时，每节螺旋板混合元件就对流体进行分割和导向，使浆、氯混合流被剪切、分流、旋转和汇合，达到均匀混合的目的。

螺旋板式静态浆氯混合器对浆氯流体的切割作用的次数为2^n，n为螺旋板混合元件的件数，如设混合元件的件数为10～14，则浆氯混合流被切割的次数就为1000～16000次，流体被切割后的每层理论厚度为：

$$\delta=\frac{D}{2^n} \tag{7-1}$$

式中 D——混合器的内径，mm

δ——切割混合后每层流体厚度，mm

表7-8列出了ZPH型螺旋板式静态混合器技术参数。

表7-8　　螺旋板式静态混合器技术参数

型号	公称直径 D_g/mm	3%浓度时流量/L/min	材料	每节				法兰尺寸/mm						所需节数
				长度 L/mm	3%浓度压降/kPa	需用泵送功率/kW	质量/kg	D	D_1	D_2	b	d	n	
ZPH_{42} $ZPHF_{42}$	150	700～1300	A B	435 452	10～24	0.11～0.5	15.3 21	260	225	202	16	18	8	5～6
ZPH_{43} $ZPHF_{43}$	200	1100～2300	A B	579 592	8～23	0.14～0.86	29.5 34	315	280	258	18	18	8	6～7
ZPH_{44} $ZPHF_{44}$	250	2300～3900	A B	724 738	12～22	0.46～1.40	54 55.6	370	335	312	22	18	12	6～7
ZPH_{45} $ZPHF_{45}$	300	3000～4500	A B	864 878	10～17	0.44～1.21	75 87	435	395	365	22	23	12	6～7

氯水分散器如图7-13所示，由水力喷射器和静态混合器两部分组成。氯气经高压水流的喷射冲击被破碎分散成微细气泡，混合在水中，然后再经静态混合器进一步混合，就得到了基本匀质的氯水混合物。氯水混合物与纸浆一起通过静态浆氯混合器，可促进氯化反应和提高反应的均匀度。

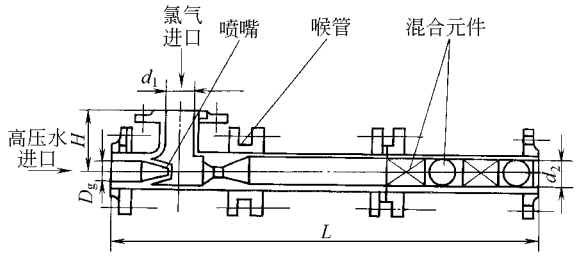


图7-13　氯水分散器示意图

（二）双辊混合器和单辊混合器

双辊混合器如图7-14所示，可用于碱处理段和次氯酸盐漂白段的化学药液与纸浆的混合。混合器内装有两根水平搅拌器，两端分别装在轴头并支撑在轴承上，纸浆和漂液从混合器传动件的一端上方加入，经混合后从另一端下方排出。凡与纸浆和化学药液相接触的表面视化学药液的性质而采取防腐措施。双辊混合器外壳上还装有蒸汽加热管，在运作过程中同时通汽加热，以提高纸浆的温度使之符合漂白工艺的要求。

除双辊混合器外，还有单辊混合器，在结构上除把两根搅拌辊改为一根搅拌辊外，其他没有区别。单辊混合器能力较小，混合效果也不如双辊混合器。我国山东济宁轻机厂及福建

轻机厂均有双辊混合器和单辊混合器的定型产品。表 7-9 为国产双辊、单辊混合器技术参数。

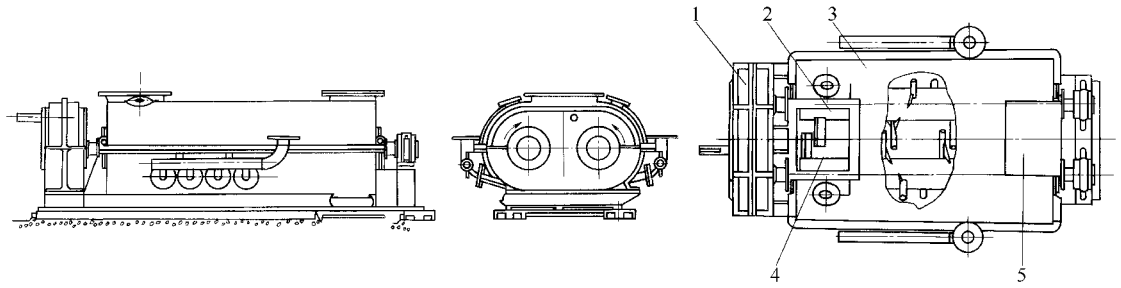


图 7-14　双辊混合器

1—传动件　2—搅拌辊　3—外壳　4—进料口　5—排浆口

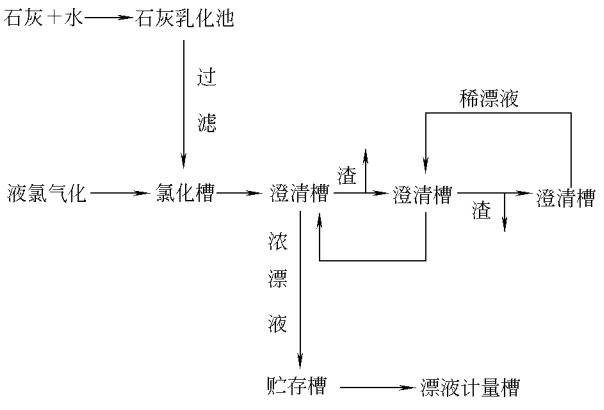
表 7-9　　国产双辊、单辊混合器技术参数

型　　号	ZPT_{12}	ZPT_{21}	ZPT_{22}	ZPT_{23}
型　式	单　辊	双　辊	双　辊	双　辊
生产能力/(t/d)	50～80	30～50	60～100	100～150
壳体规格/mm	ϕ500×1500	(ϕ500/ϕ600) ×1200	(ϕ580/ϕ760) ×1770	(ϕ600/ϕ750) ×2400
搅拌辊转速/(r/mm)	200	315/350	280/288	315/350
进浆口规格/mm	ϕ300	250×345	400×400	400×500
出浆口规格/mm	ϕ300	250×345	350×500	400×500
功率/kW	15	11	15	40
蒸汽进口规格/mm	ϕ90×2	ϕ80	ϕ100	—

六、次氯酸盐漂液的制备简介

用间歇法制备次氯酸钙漂液

简单流程如下：



连续制备次氯酸盐漂液设备主要用于大、中型制浆造纸厂。图 7-15 表示自动连续的生产制备系统。

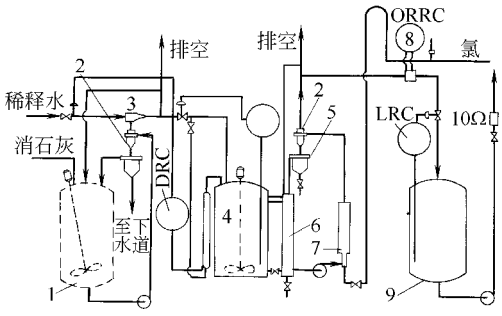


图 7-15　次氯酸钙自动连续生产装备系统

ORRC—氧化还原反应记录控制仪　DRC—密度记录控制仪　LRC—液位记录控制仪　1—消石灰冷却贮存槽　2—涡旋除渣器　3—石灰、水混合器　4—稀石灰乳贮存槽　5—粗渣室　6—再循环室　7—反应室　8—氯压真空腿　9—次氯酸盐溶液贮槽

第三节　中高浓纸浆氧漂白设备

纸浆在中浓条件下用氧作为漂白剂进行漂白，具有如下的优点：

（1）由于氧作为对环境友好的漂白剂，漂白后所产生的废液污染小，氧漂白也称为无（少）污染漂白。

（2）漂白剂费用低，由于制氧所耗电力比制造次氯酸盐和二氧化氯所耗电力要低得多，特别对电费昂贵的国家和地区，以氧作为漂白剂就显得更为便宜。

（3）漂白后纸浆返色少，强度也与传统多段漂白浆一样。

由于氧漂白的基本原理是利用分子氧的强氧化剂作用并在碱性介质中对纸浆中木素进行氧化降解而溶出木素，因此，在工程上常称为氧脱木素，设置在蒸煮工段之后。氧脱木素技术已经成为生产高白度漂白化学浆的必须工序。漂白后纸浆返色少，强度也与传统多段漂白浆一样。

目前，多数国家使用氧漂白的目的，在于降低漂白的废液对环境污染负荷。经氧漂白（或氧脱木素）后的纸浆，再用其他漂白剂进行漂白，与传统 CEH 多段漂白比较，其废液中 BOD 可减少 30％～40％，COD 可减少 40％～50％，色度降低 60％～75％，而且废液不含毒性物质，AOX 大幅度减少，符合国家环保要求。

纸浆可以在低浓、中浓或高浓条件下进行氧漂白，但在低浓下进行氧漂白时，占用的设备容积较大，且用氧量也较大，漂白效率低；在高浓条件下进行氧漂白，存在氧与纸浆的混合问题，进行搅拌混合动力耗费过大，也存在容易氧化燃烧的隐患。近些年来，在工程实际中纸浆均在中浓条件下进行氧漂白。中高浓纸浆氧漂白段同样标记为 O，属无氯漂白。

本章着重介绍中浓纸浆氧漂白的有关设备。

一、中浓纸浆氧漂白的流程及所需设备

图 7-16 所示的是中浓纸浆氧漂白段流程的一种形式。纸浆经洗涤浓缩后，已达到中浓，进入蒸汽混合器加温后，投入中浓浆泵的立管，经中浓浆泵输送到中浓高剪切混合器，与氧气混合后，从氧漂白塔底部进浆口升入氧漂白塔，最终达到塔顶漂白完毕；由于氧漂白是带压漂白，故纸浆可在塔顶喷放排出进入喷放塔，或在塔顶经稀释水稀释成为低浓度后喷放入贮浆塔，再泵送去洗涤。

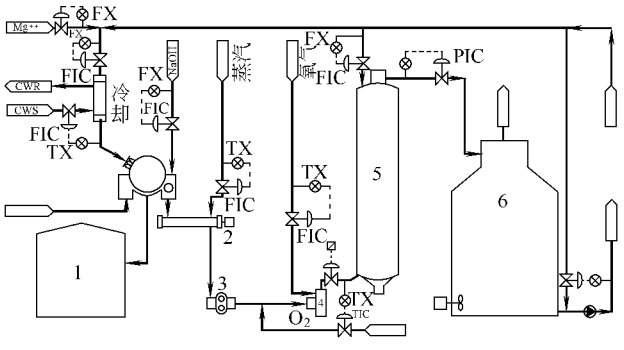


图 7-16　中浓纸浆氧漂白段流程

1—水封槽　2—蒸汽混合器　3—中浓浆泵

4—中浓高剪切混合器　5—氧漂白塔　6—喷放塔

这一流程所需的设备有：洗涤浓缩机，蒸汽混合器，中浓浆泵，中浓高剪切混合器，氧漂白塔，喷放塔。

图 7-17 所示的是中浓纸浆氧漂白段流程的另一种形式，常称为双氧漂白塔流程，纸浆

在中浓条件下经在第一氧漂白塔漂白后，由于压力的推动，从塔顶排出并进入第二中浓高剪切混合器，与氧及补充的蒸汽混合后从第二氧漂白塔底部进浆口进入第二漂白塔，再从塔顶带压喷放入喷放塔，经稀释后由安装于喷放塔底部的浆泵抽送去洗涤。

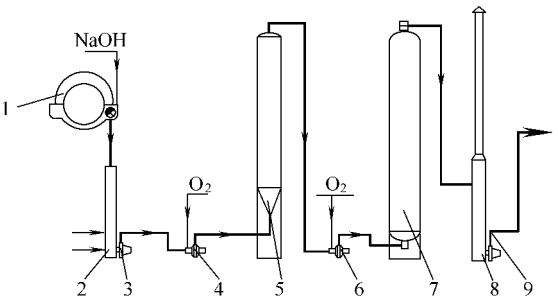


图 7-17　具有两个氧漂白塔的中浓纸浆氧漂段流程

1—洗浆机　2—中浓浆泵立管　3—中浓浆泵

4—第一台中浓高剪切混合器　5—第一氧漂白塔

6—第二台中浓高剪切混合器

7—第二氧漂白塔　8—喷放塔　9—浆泵

与第一种流程相比，氧脱木素可达到50%以上，这一漂白流程可大幅度提高氧脱木素率，资料报道，可达到50%～55%，但这种氧漂白技术，不管从工艺到设备，都具有更高的技术性；对中浓浆泵，中浓高剪切混合器及氧漂白塔等装备的技术指标要求很高。目前，我国华南理工大学造纸与污染控制国家工程研究中心正在开发并推广这一漂白技术。

二、氧 漂 白 塔

（一）氧漂白塔基本结构

中浓氧漂白塔为带压的升流式漂白塔，其外形如图7-18所示。同时，图7-18显示了用于氧漂白的升流塔内部结构情况。从图中可以看出，氧漂白塔除塔体以外，还在塔底安装有纸浆分散器，在塔顶安装卸料器以及喷浆管。

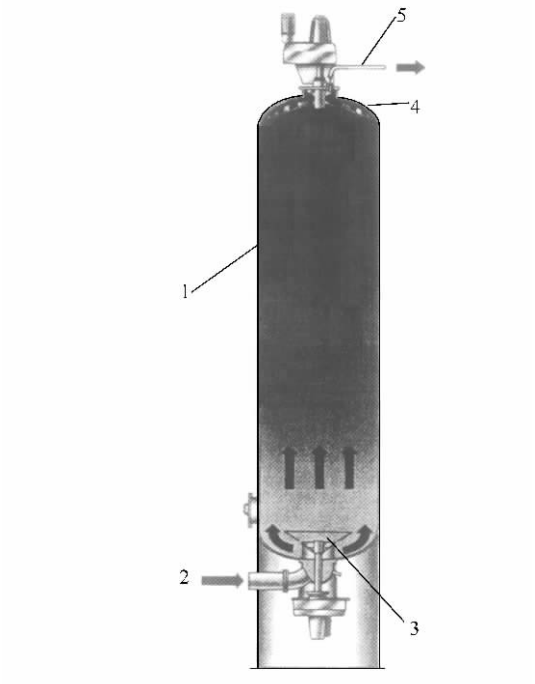


图 7-18　升流式氧漂白塔外形

1—塔体　2—进浆口

3—纸浆分散器　4—卸料器　5—喷浆管

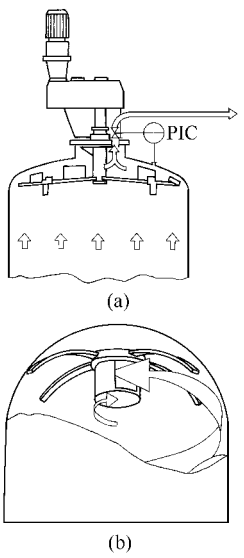


图 7-19　塔顶带压的卸料器

（a）具有耙形回转体的卸料器

（b）具有伞形刮板的卸料器

（二）塔顶带压卸料器

目前在国际市场销售的塔顶带压卸料器有两种型式，如图 7-19 所示。其中（a）为卡米尔公司的产品，是一个耙形回转件，在耙形回转件回转过程中，就把塔顶周围纸浆刮入塔中心区域，并从塔顶排浆口喷出；（b）为桑斯－迪费勃莱特公司的产品，是一个具有伞形刮板的刮料器，在伞形刮板旋转过程中，把纸浆从塔周围刮入塔中心区域，并从塔顶轴心排浆口喷出。这两种卸料器都会引起一定的压力降，增加了中浓浆泵的负载。

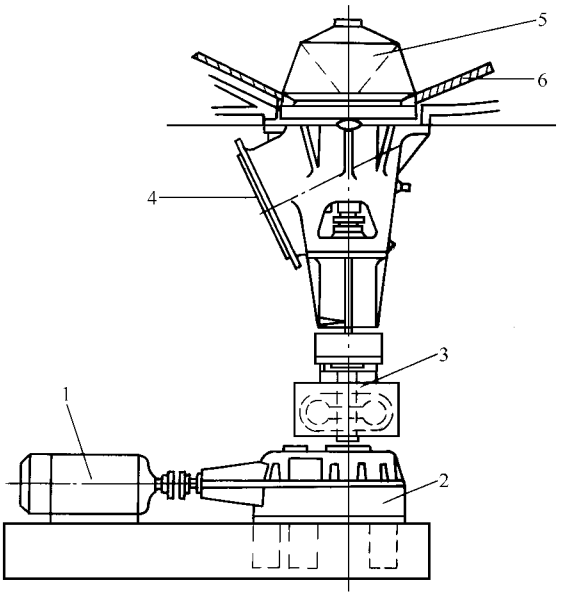


图 7-20　转盘式纸浆分配器

1—电机　2—传动系统　3—轴

4—纸浆进口　5—锥形转盘　6—塔底

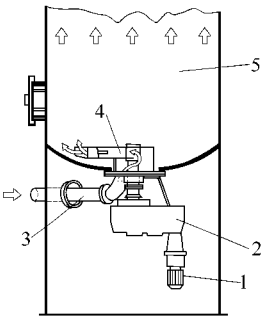


图 7-21　旋转臂式纸浆分配器

1—电机　2—传动系统

3—进浆管　4—旋转臂　5—塔体

（三）纸浆分配器

安装于塔底的纸浆分散器也有多种型式，但主要为下面两种结构型式。

1. 转盘式纸浆分配器

这种纸浆分配器的结构如图 7-20 所示。纸浆进入塔底后，由于塔底转盘的回转，就把纸浆通过转盘与塔底所形成的锥形通道均匀分布于塔底四周，保证纸浆在塔横截面上具有一致的升流速度。

2. 旋转臂式纸浆分配器

这种纸浆分配器如图 7-21 所示。纸浆进入塔底后就被送入旋转臂，旋转臂在不断旋转同时就把纸浆输送到塔底四周，同时也保证纸浆在塔内具有一致的升流速度。因此也可把旋转臂称为纸浆分配臂。

三、中浓混合器

由于多数中浓混合器是用于液态漂白剂与纸浆的混合，因此中浓混合器主要放在第四节进行讨论，至于用于中浓氧漂白的中浓混合器，因为氧气与纸浆混合的特殊性，与液态漂白剂与纸浆的混合尽管原理、结构大致相同，但要求更高。

（一）气液质量传递

由于中浓纸浆纤维细胞腔和细胞壁中含有 40％以上的水分，氧气在与纤维接触之前，必须经过一个气液质量传递过程，氧气先溶于纤维表层的水中，然后通过中浓混合器的作用，与纤维细胞腔和吸附于细胞壁的水进行快速的交换，氧气又溶于交换出来的水中，重复

循环，直到纤维完全被溶于水中的氧包围为止。

（二）对在高剪切作用下介质的湍流强度要求更高

氧气泡的大小直接影响到扩散速率，氧气泡越小，越有利于扩散，有利于混合。但要实现更小体积的氧气泡，主要决定于气、液、固三相的湍动程度，从而也取决于中浓混合器所产生的剪切应力。

（三）满足带压混合的要求

由于氧漂白是带压漂白，因此用于氧漂白的中浓混合器是在压力场中工作，所有机件要满足压力条件的要求，特别是密封件。

从上面分析可以看出，尽管中浓氧漂白仍然可以用下节所述的中浓混合器作为纸浆与氧的混合设备，但对中浓混合器的要求更高。因此不是下节所述的所有中浓混合器均可用于中浓氧漂白。目前中浓氧漂白生产上较多使用卡米尔 MX 中浓混合器，及奥斯龙 AHLMIX 中浓混合器。

目前市面上销售的华南理工大学造纸与污染控制国家工程研究中心生产的中浓高剪切混合器，有 50t、100t、150t、200t 等多种规格，混合效果也很好，也可用于中浓氧漂白。价格仅为进口设备的 1/3。

四、氧漂白塔的强度设计计算

中浓纸浆氧漂白是在一定压力下进行的，工艺上一般要求塔顶表压力在 0.4MPa 以上，因此氧漂白塔就属于压力容器。在设计氧漂白塔时，除了工艺设计以外，还要进行强度设计计算，以保证氧漂白塔在运行时具有可靠性和安全性。

氧漂白塔在强度设计计算中，主要是圆筒体部分的壁厚计算。本段主要讨论内压圆筒的强度计算问题。如读者希望了解有关更详细的内容，可参考《压力容器》及《化工机械手册》等教材及著作。

（一）运用第一强度理论计算氧漂白塔塔体部分壁厚

可把氧漂白塔塔体部分看为内压圆筒体。根据第一强度理论，内压圆筒体的强度条件为：

$$\frac{pD}{2\delta} \leqslant [\sigma] \tag{7-2}$$

式中 p ——设计压力，MPa

δ ——内压圆筒体壁厚，mm

D ——压力容器的壁厚中间面直径，mm

$[\sigma]$ ——压力容器所用材料的许用应力，MPa

关于 $[\sigma]$ 的数值，可查有关资料。

考虑到圆筒体焊缝处强度的降低，设计时引入焊缝系数 φ（$\varphi \leqslant 1$），则式（7-2）就成为：

$$\frac{pD}{2\delta} \leqslant \varphi\ [\sigma] \tag{7-3}$$

若以圆筒体内径 D_0（$D = D_0 + \delta$）表示，如图 7-22 所示。

则式（7-3）就可改写为：

$$\delta = \frac{pD_0}{2[\sigma]\varphi - p} \tag{7-4}$$

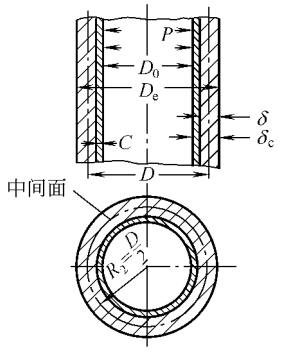


图 7-22　受内压的圆筒体

若考虑到介质对圆筒的腐蚀作用，以及钢板厚度的不均匀和制造过程中的损耗等原因，在最后确定所计算的壁厚时，要增加一壁厚附加量 C。则按第一强度理论设计计算内压圆筒体的壁厚为：

$$\delta_C = \frac{pD_0}{2[\sigma]\varphi - p} + C \tag{7-5}$$

式中 D_0 ——圆筒体内径，mm

δ_C ——考虑了腐蚀裕度时圆筒体设计壁厚，mm

φ ——焊缝系数

C ——壁厚附加量，mm

其他符号意义同式（7-2）。

（二）运用第四强度理论计算中氧漂白塔圆筒体部分壁厚

如根据第四强度理论，圆筒体的强度条件为：

$$\sqrt{\sigma_1^2 + \sigma_2^2 + \sigma_1^2\sigma_2^2} \leqslant [\sigma] \tag{7-6}$$

把 $\sigma_1 = \frac{pD}{4\delta}$，$\sigma_2 = \frac{pD}{2\delta}$ 代入上式，并且也做如运用第一强度理论时一样的运算，就可得：

$$\delta_C = \frac{pD_0}{2.3[\sigma]\varphi - p} + C \tag{7-7}$$

式中 σ_1 ——径向应力，MPa

σ_2 ——周向应力，MPa

其他符号意义与上述相同。

比较式（7-5）和式（7-7），分母右边第一项相差 $0.3[\sigma]\varphi$。也就是说，按式（7-7）计算的圆筒壁厚 δ_C 要小于按式（7-5）计算的 δ_C。

在工程设计中，目前常用式（7-5）进行设计计算，也就是说采用第一强度理论推出的设计公式。

在工程实际中，已知圆筒体容器的壁厚、材料及内径，求最大允许工作压力时，就可从式（7-5）得：

$$p = \frac{2[\sigma]\varphi(\delta_C - C)}{D_0 + (\delta_C - C)} \tag{7-8}$$

式中 p ——设计压力，MPa

同样，通过式（7-7）也可以得出最大允许工作压力，此时设计压力为：

$$p = \frac{2.3[\sigma]\varphi(\delta_C - C)}{D_0 + (\delta_C - C)} \tag{7-9}$$

式（7-7）只适用于塑性材料的内压圆筒容器的设计。

（三）设计公式中各参数的确定

1. 设计压力

最大允许工作压力是指压力容器在工作过程中可能产生的最高表压力，由工艺过程的技术指标确定，那么，一般设计压力 p 就取略高于最大允许工作压力。

如氧漂白塔使用了安全阀，就取设计压力为最大工作压力的 1.05～1.10 倍。对一般反应容器，当操作压力由于化学反应等原因会突然上升时，按其升压速度的快慢，取最大允许工作压力的 1.15～1.30 倍作为设计压力。

2. 设计温度

温度在计算公式中没有直接反映出来，但它对选择材料及选取许用压力有直接关系。设计温度一般取压力容器工作过程中，在相应的设计压力下容器壁可能达到的最高或最低的温度，而且只有在 −20℃ 以下时，设计温度才取最低温度。

3. 许用应力 $[\sigma]$

在设计温度下的许用应力 $[\sigma]^t$ 值，可以根据不同材料查有关资料。

许用应力是按材料各项强度数据分别除以相应的安全系数，取其中的最小值，即取下式中的最小值：

$$[\sigma]^t = \begin{cases} \dfrac{[\sigma]_b}{n_b} \\ \dfrac{[\sigma]_s}{n_s} \text{或} \dfrac{[\sigma]_s^t}{n_s} \\ \dfrac{[\sigma]_D^t}{n_D} \text{或} \dfrac{[\sigma]_n^t}{n_n} \end{cases} \tag{7-10}$$

式中 $[\sigma]_b$ ——材料抗拉强度，MPa

$[\sigma]_s$、$[\sigma]_s^t$ ——分别为在常温和设计温度下的屈服极限，MPa

$[\sigma]_D^t$ ——设计温度下材料的持久强度极限，MPa

$[\sigma]_n^t$ ——设计温度下材料的蠕变极限，MPa

n_b、n_s、n_D、n_n ——安全系数，可从有关资料查到

4. 焊缝系数 φ

设计计算中所取焊缝系数的大小，主要是根据压力容器受压部分的焊缝位置、焊接接头和焊缝的无损探伤检验要求而定的。可从表 7-10 中查到。

表 7-10　　焊缝系数 φ

焊接接头型式	焊缝系数 φ		
	100%无损探伤	局部无损探伤	不作无损探伤
双面焊或相当于双面焊的全焊透对接焊缝	1.0	0.85	—
单面焊的对接焊缝，在焊接过程中，沿焊缝根部全长有紧贴基本金属的垫板	0.90	0.80	—
无法进行探伤的单面焊环向对接焊缝，无垫板	—	—	0.60

5. 厚度附加量 C

厚度附加量按下式确定：

$$C = C_1 + C_2 \tag{7-11}$$

式中 C_1 ——钢板厚度负偏差，mm，可从有关手册中查到

C_2 ——腐蚀裕量，mm，根据介质的腐蚀性和容器的使用寿命决定。对于碳素钢和低合金钢，取 C_2 不小于 1mm；对不锈钢，当介质的腐蚀性极微时，取 $C_2 = 0$

五、高浓纸浆氧漂白

纸浆在高浓度条件下，用不含氯漂白剂如氧、过氧化氢及臭氧进行漂白，就分别为高浓纸浆氧漂白、高浓纸浆过氧化氢漂白及高浓纸浆臭氧漂白。目前工程上应用得多的是高浓纸浆过氧化氢漂白及高浓纸浆臭氧漂白。对高浓纸浆氧漂白，虽已逐步被中浓纸浆氧漂白替代，但在国际上还有些制浆厂仍采用高浓氧漂白技术。

由于氧漂白是带压漂白，漂白塔顶部的压力常在 0.4～0.6MPa 范围，因此高浓纸浆氧漂白流程及设备与其他两种高浓漂白设备相比，就具有一定的特点。

（一）高浓纸浆氧漂白流程

图 7-23 表示了高浓纸浆氧漂白流程。纸浆以 4% 的浓度进入双压辊挤浆机，使纸浆浓度达到高浓，用输送螺旋将纸浆送到单转子高浓浆泵的纸浆立管中，纸浆被泵送出来后进入螺旋送浆器并形成料塞，由于料塞的作用，已完全封闭塔内氧气，保持漂白塔内反应压力。纸浆料塞被安装于塔顶的旋转叶轮松散器疏解分散，送入降流式漂白塔，纸浆从塔顶向塔底下落。氧漂白塔的另一特点在于塔下部有稀释区，而氧气在该区上方送入塔内并逆纸浆向下运行方向朝上流动，与纸浆充分混合并进行漂白反应。在高浓漂白塔内，高浓纸浆越处于漂白塔的朝下位置，就越会被其上层纸浆的重力所压实而渐失其松散状态，这会影响纸浆与氧气的完全反应。塔下部的稀释区还起着封闭氧气、保持塔内反应压力的作用。也就是说，带压漂白的高浓纸浆氧漂白塔，其塔内压力就上靠料塞，下靠稀释区的密封来保持。

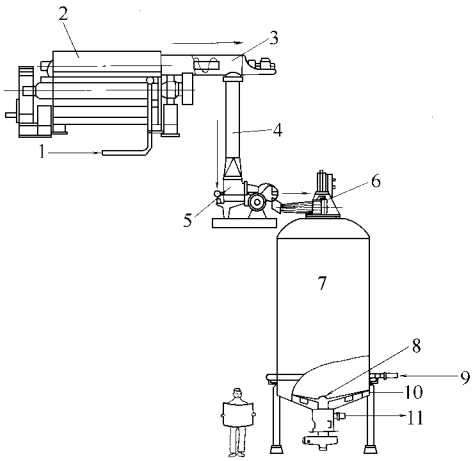


图 7-23　高浓纸浆氧漂白的流程
1—纸浆进口（浓度 4%）　2—双压辊挤浆机
3—螺旋送料器　4—单转子高浓浆泵立管
5—单转子高浓浆泵　6—旋转叶轮松散器
7—氧漂白塔　8—稀释区　9—稀释液进口
10—卸料器　11—排料口

（二）漂白塔内结构

由于纸浆与氧的混合是靠在塔内的对流混合，所以为了实现更充分混合，高浓纸浆氧漂白的漂白塔与其他漂白的漂白塔相比就有特殊的结构。

例如卡米尔型高浓氧漂白塔，就在其塔内反应区内设有 12 条装在塔壁上的分段的轴向隔板，把塔内面积分割成 12 条扇形空间，在隔板条的间断处，有若干块安装在中心轴上的圆盘，每块圆盘都有一个相应于扇形空间截面大小及形状的缺口，而且每块圆盘上的缺口都是相互错开的。当中心轴转动带动圆盘时，圆盘上的缺口就逐一与上面的扇形空间对接使每个圆盘上方的 12 个扇形空间内的高浓纸浆逐一通过圆盘缺口，逐渐地下降。这样纸浆就同氧气能充分地进行反应，使漂白塔需要的反应时间缩短。

（三）漂白塔的塔顶装置

高浓纸浆氧漂白塔的塔顶装置如图7-24所示。螺旋送浆器是逆压送浆，在螺旋末端已形

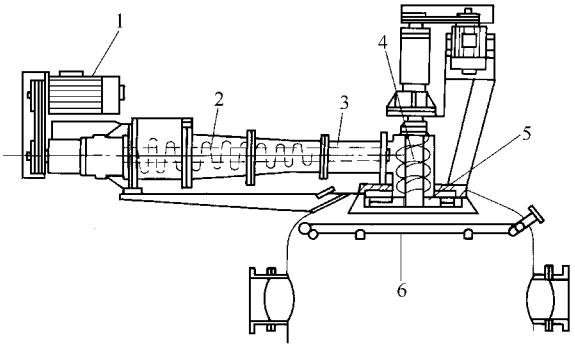


图 7-24　高浓纸浆氧漂白塔的塔顶装置
1—电机　2—螺旋送浆器　3—料塞管　4—直立螺旋送浆器　5—旋转叶轮松散器　6—漂白反应塔

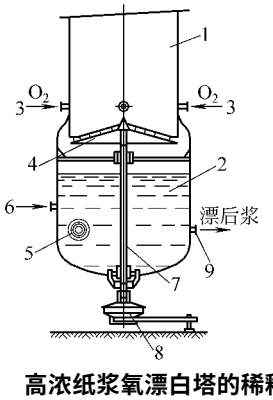


图 7-25　高浓纸浆氧漂白塔的稀释区域
1—漂白反应塔　2—稀释区　3—氧气进口　4—高浓卸料器　5—循环推进器　6—稀释液进口　7—传动轴　8—传动部件　9—排浆口

成料塞，直立螺旋送浆器又把料塞管的纸浆破碎后送入松散器，进一步疏解分散纸浆。松散器有多种形式，根据与中浓高剪切混合器一样的原理，采用了类似的结构。

（四）漂白塔的底部稀释区

高浓纸浆氧漂白塔底部稀释区的结构形式如图 7-25 所示，氧气进口设在高浓卸料器上方，纸浆被高浓卸料器卸下后就掉进稀释区域，在循环推进器作用下，与稀释液混合稀释，经排浆口排出。

第四节　中浓纸浆二氧化氯漂白设备

鉴于传统 CEH 三段或多段漂白所产生的废液对环境污染的程度，为了降低纸浆漂白废液中有机卤化物含量，现代制浆造纸厂已普遍应用中浓纸浆二氧化氯漂白技术。特别在 ClO_2 用于补充漂白时，纸浆白度和强度及白度稳定性好，在多段漂白中得到广泛应用。中浓纸浆 ClO_2 漂白段标记为 D，属于无元素氯漂白或少氯漂白。

一、中浓纸浆二氧化氯漂白段流程及所需设备

（一）中浓纸浆二氧化氯漂白段流程

图 7-26 所示的为典型的中浓纸浆 ClO_2 漂白段流程，纸浆在低浓状态下输入洗涤浓缩机，经浓缩后纸浆浓度已达中浓，送入蒸汽混合器，经与蒸汽混合后，温度已达到工艺要求的漂白温度，投入中浓浆泵的立管，由中浓浆泵送到中浓高剪切混合器，与 ClO_2 混合，混合后的纸浆送入升-降流漂白塔的升流管（也称预反应管），在升-降流漂白塔内，纸浆与 ClO_2 得到充分的反应，最终在降流塔底部，经稀释后由低浓浆泵抽出，并送去下一台洗涤浓缩机。

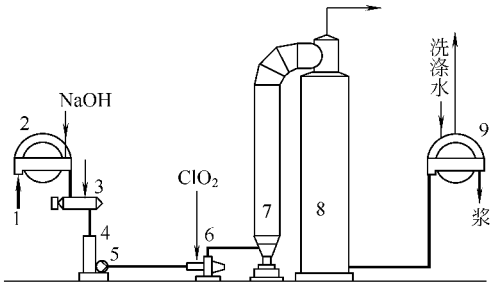


图 7-26　中浓纸浆二氧化氯漂白段流程

1—纸浆　2—洗涤浓缩机　3—蒸汽混合器　4—中浓浆泵立管　5—中浓浆泵　6—中浓高剪切混合器　7—升流漂白管　8—降流漂白塔　9—洗涤浓缩机

（二）纸浆二氧化氯漂白段所需设备

从流程中可以看出，该段流程所需主要设备有：中浓浆泵、中浓高剪切混合器、蒸汽混合器、升-降流漂白塔、洗涤浓缩机等。

二、中浓高剪切混合设备

20 世纪 70 年代后期，中浓制浆漂白技术已开始推广，到 80 年代初，人们成功地研究了中浓纸浆在高剪切作用下具有“流体化”状态的原理，从而成功设计了中浓浆泵和各种型式的混合器，称为中浓高剪切混合器，在中浓纸浆过氧化氯漂白段、中浓纸浆氧脱木素段、中浓纸浆过氧化氢漂白段等作为纸浆同二氧化氯、氧、过氧化氢等漂白剂的混合设备。有些制浆造纸厂，也把中浓浆泵和中浓高剪切混合器应用于中浓碱处理段和中浓次氯酸盐漂白段，如采用中浓氯化，则在 CED 三段漂白中，全部可采用中浓浆泵及中浓高剪切混合器。中浓浆泵用于输送设备在第八章进行讨论，这里只讨论中浓高剪切混合器。

（一）中浓高剪切混合器的混合原理

从中浓浆泵输送来的纸浆，由于中浓浆泵的特殊结构，仍处于“流体化”的状态，在进

入中浓高剪切混合器时，高强脉动的纸浆与漂白药剂会合，产生对流混合；由于动盘（转子）和定盘（定子）的相对运动，形成高剪切区域，对纸浆产生了高剪切作用，从而使纸浆被进一步疏解分散，达到纤维级的更加高强的脉动，表面积迅速增加，创造了纤维与漂白剂微细液滴（气泡）直接接触的条件，使其完成充分的混合，如图 7-27 所示。

（二）卡米尔中浓混合器

卡米尔中浓剪切混合器的结构如图 7-28 所示，由进浆管、壳体、湍流发生器、动盘和静盘组成。湍流发生器上有 4 块叶片，进浆管内壁上也有 4 条凸筋，其作用是为了提高纸浆所受到的剪切力，提高进来纸浆的“流体化”程度。为了进一步激发纸浆的高强脉动，动盘上设有 4 块筋板，静盘上也有相应的筋板。

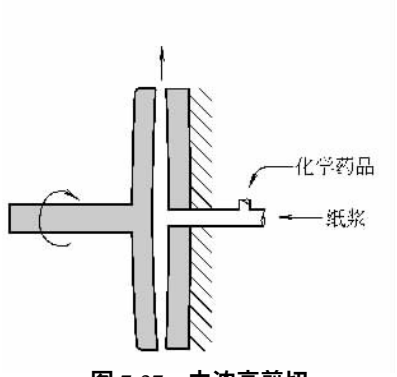


图 7-27　中浓高剪切混合机理示意图

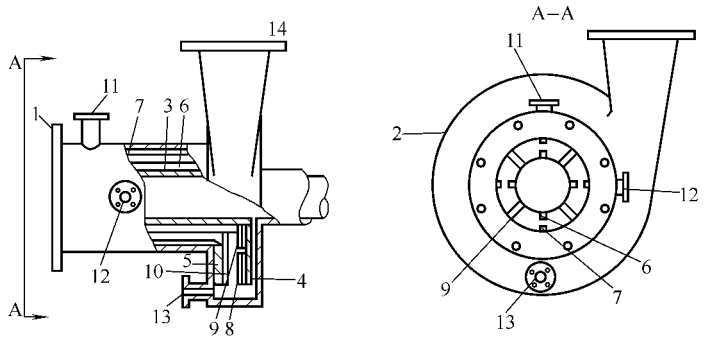


图 7-28　卡米尔中浓剪切混合器

1—进浆管　2—壳体　3—湍流发生器　4—动盘
5—静盘　6—叶片　7—凸筋　8、9、10—筋板
11、12、13—漂白剂及其他助剂加入口　14—排出口

图 7-29 表示了卡米尔中浓剪切混合器的混合作用机理。纸浆由进浆管引入，漂白剂及其他助剂由加入口引入；纸浆与漂白剂在进浆管内初步混合后，又在动盘与静盘之间进一步混合，由于动、静盘的相对运动及其盘面上筋板的作用，纸浆与漂白剂就实现了高剪切混合，最后从排出口排出。

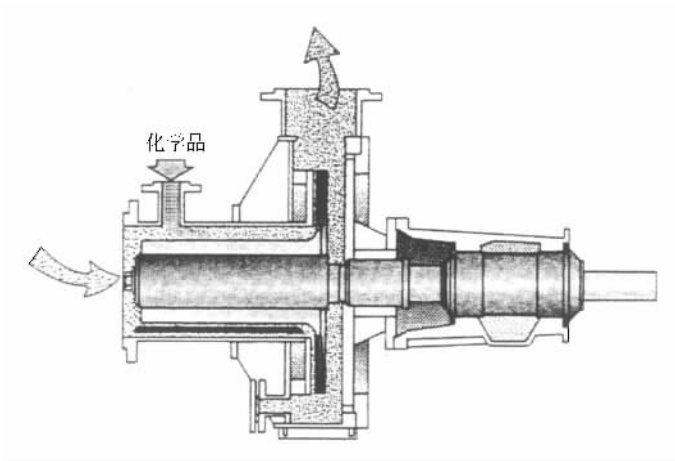


图 7-29　卡米尔中浓高剪切混合器原理图

卡米尔中浓混合器可用于纸浆同氯气、二氧化氯、氧气、过氧化氢及次氯酸盐等的混合，也可以在加入漂白剂的同时加入蒸汽进行加热，或直接作为蒸汽混合器。不过用于不同环境要考虑其材质的适应性。这种混合器的动盘与静盘之间距离为 20mm，电耗为 4～5kW·h/t 浆，同时还可产生 0.07～0.2MPa 的泵送压头，这一点与有压头损失的混合器有较大不同。

卡米尔中浓混合器主要技术参数如表 7-11 所示。

表 7-11　　卡米尔中浓混合器主要技术参数

型　　号	MXS-30/20	MXH-30/20	MXT-30/20	MXS-40/25	MXH-40/25	MXT-40/25
生产能力/(t/d)	600～800			1000～1200		
转速/(r/min)	980			800		
配用电动功率/kW	110			200		
材料	316	镍基合金 C_{276}	钛	316	镍基合金 C_{276}	钛
进浆管/mm	φ300	φ300	φ300	φ400	φ400	φ400
出浆管/mm	φ200	φ200	φ200	φ250	φ250	φ250
质量/kg	1000	1000	500	1800	1800	700

注：镍基合金 C_{276} 为含镍 55%、铅 11%、钼 11% 的合金。

（三）SMB 型中浓混合器

SM 型和 ST 型中浓混合器是瑞典桑斯公司研制的，其结构如图 7-30 所示。氯气或其他漂白剂从入口通入并喷到转子的中心处，同从进浆口进入的纸浆会合，并在转子离心力的作用下向外甩出，然后，该混合流被强制通过转子与静环之间的环向间隙，受到高强剪切力，产生激烈的湍动，获得了充分的混合。

SMB 型中浓混合器的环向间隙宽 $h = 4 \sim 8$mm，长度 $L = 50$mm；转子外周的线速度高达 15m/s。目前，SMB 型中浓混合器有 6 种型号两种规格，其主要技术参数如表 7-12 所列。

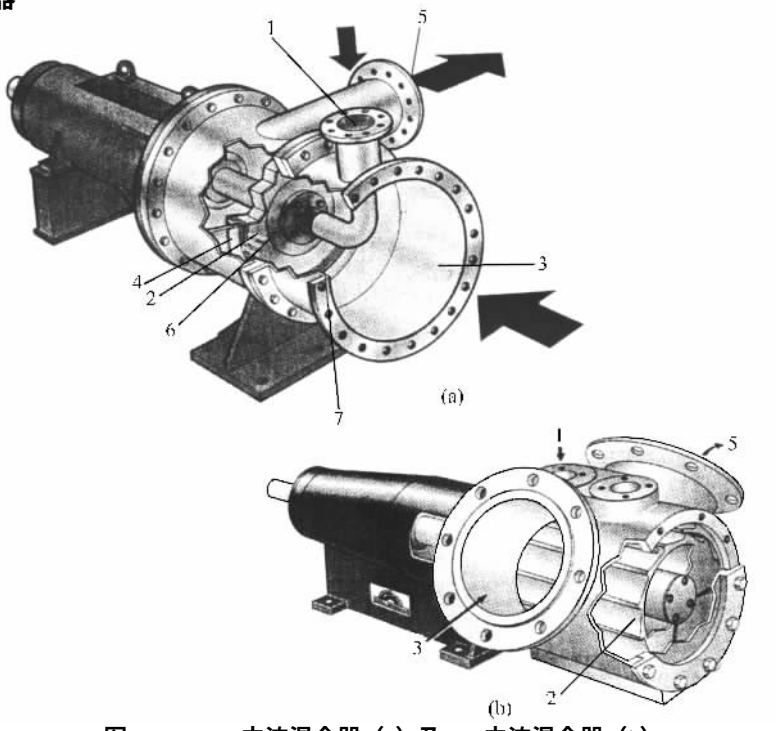


图 7-30　SM 中浓混合器（a）及 ST 中浓混合器（b）
1—漂白剂入口　2—转子　3—进浆口
4—静环　5—出浆口　6—转子中心　7—环向间隙

表 7-12　　SMB 型中浓混合器主要技术参数

型　　号	$SMB_{50}B$	$SMB_{50}H$	$SMB_{50}T$	$SMB_{25}B$	$SMB_{25}H$	$SMB_{25}T$
材　　料	316	镍基合金	钛	316	镍基合金	钛
生产能力/(t/d)	1000			500		
转速/(r/min)	735			1500		
电动机功率/kW	75～200			37～75		
材料	～15			～15		
进浆管/mm	600			600		
出浆管/mm	300			200		
质量/kg	100			50		

（四）雷玛-里波拉（Rauma-Repola）中浓混合器

雷玛-里波拉中浓混合器有三种分别应用于纸浆与 O_2、Cl_2、ClO_2 漂白剂混合的形式，目前生产每种形式分别有 600 型和 1200 型两种，最大产量可达 1200t/d。根据混合漂白剂的不同，其材料分别用 316 不锈钢（用于与 O_2、H_2O_2 漂白剂）、镍基合金（用于 Cl_2 漂白剂）和钛（用于 ClO_2 漂白剂）。

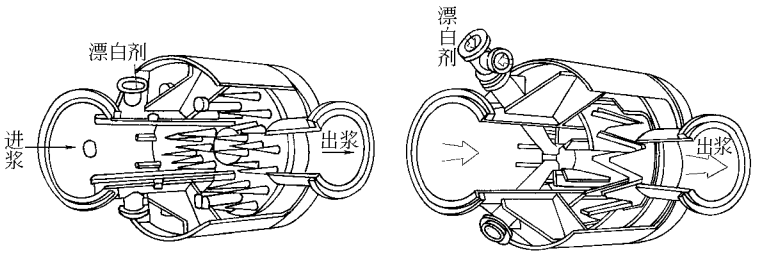


图 7-31　雷玛-里波拉中浓混合器

雷玛-里波拉中浓混合器的结构如图 7-31 所示，其混合元件是固定有许多锥形铆钉或锯齿形板条的转盘和若干固定在壳体上的筋条。纸浆从中心进浆管送入，漂白剂从进浆管侧面喷入浆中。纸浆和漂白剂在混合器内受到高剪切力的作用，产生激烈的湍动，实现了纤维的高强脉动，使漂白剂能充分附在每根纤维上，促进了纤维与漂白剂的反应。混合后的纸浆从壳体的径向排出。这种中浓混合器的特点是不容易堵塞。

雷玛-里波拉中浓混合器主要技术参数列于表 7-13 中。

表 7-13　　雷玛-里波拉中浓混合器技术参数

系列规格	转子转速／(r/min)	配用电机／kW	最大工作质量／t	设备质量	接管公称尺寸／mm		
				不计电机／t	进浆口	出浆口	漂白剂进口
600 型	530	110	2.6	1.88	400	200	65
1200 型	660	160	2.8	2.10	500	300	65

（五）环流型中浓混合器

这种中浓混合器特别适合于 Cl_2 和 ClO_2 同时加入与纸浆混合的漂白段，即常用于 C/D 氯化段或 D/C 漂白段。它有一个圆柱-圆锥形壳体和装于壳体内的高速旋转的 4 个径向的叶轮。按叶轮的转向，纸浆的进出可在壳体圆柱的切线方向或壳体圆锥顶部，氯气则从壳体外周沿法向引入，如图 7-32 所示。

氯气在浆纸环流速度最大处的外环处垂直于纸浆环流方向进入，使 Cl_2 迅速均匀地分散到流态化的纸浆中，据报道，在混合后的 35s 内，就使 95% 的氯气及二氧化氯混合入浆中，而把全部氯气混合好仅需 2min。

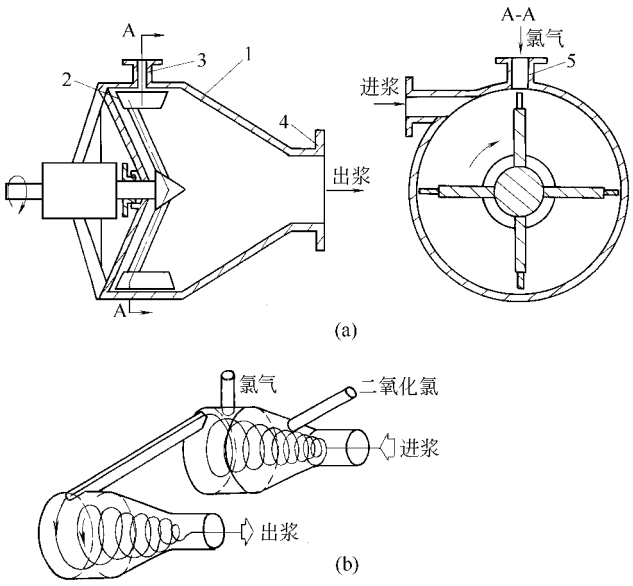


图 7-32　环流型中浓混合器

(a) 结构示意图 (b) 两台串联的中浓混合器

1—壳体　2—叶轮　3、5—氯气或二氧化氯进口　4—出浆口

用于 C/D 段时，通常把两台混合器串接使用，第一台混合器由轴向进浆，由圆柱形壳体的切向送入第二台混合器的切向进浆管，再从轴向排出；在第一台混合器的锥体部分先加入 ClO_2，然后在其圆柱形壳体上加入 Cl_2。

环流中浓混合器的叶轮外径为 800mm，转速为 250r/min，叶轮外周的最大环流速度为 10m/s，电耗为 8kW·h/t，浆浓为 10%，生产能力为 100t/d。

中浓高剪切混合器还有其他型式。在应用时可根据工艺条件、混合器的技术指标及使用范围进行选择，当然还要顾虑另一个重要因素，即价格，由于基于相同的混合原理，各种中浓高剪切混合器的混合效果类同，因此购买价格过于高昂的混合器是没有必要的。

三、中浓纸浆二氧化氯漂白塔

中浓纸浆二氧化氯漂白塔常用两种型式，一种为升-降流式，即由升流式预反应塔与降流塔组合（参看图 7-26），另一种型式就是直接用降流塔，如图 7-33 所示，此时升流管就成为一般纸浆输送管道。

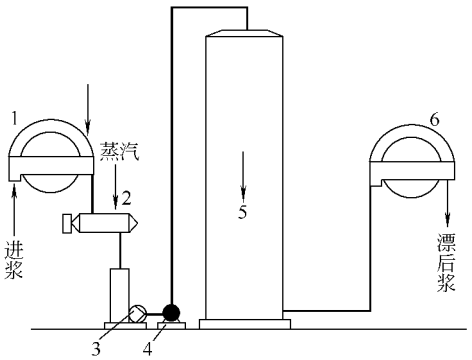


图 7-33　二氧化氯降流式漂白流程

1—洗浆机　2—蒸汽混合器　3—中浓浆泵

4—中浓混合器　5—降流漂白塔　6—洗浆机

升-降流式漂白塔，也称为具有预反应室降流塔。一般升流塔部分的直径较降流塔小得多，故普遍称这种升流塔为升流管。与 ClO_2 混合后的纸浆从升流管的底部中央进入上升，开始进行漂白反应，到达顶部后转入降流塔顶部，并从塔中央投入，在降流塔内继续进行反应，直至降流塔底部，完成漂白后的纸浆经稀释水稀释后由低浓浆泵抽送去洗浆机。因此，升-降流式漂白塔基本上由升流管和降流塔两部分组成。

1. 升流管

升流管的进浆口与排浆口均为圆锥体，排浆口与环形管联系，升流管筒体部分的直径一般应小于降流塔直径的一半。由于升流管直径不大，故管底可不设导流片，管顶也不设卸料器。

2. 降流塔

二氧化氯漂白的降流塔可以采用上节所述的 ZPT 系列降流塔型式及结构（参看图 7-8），但所使用的塔壁材料或内壁衬里材料必须具有能抗拒二氧化氯腐蚀的材质。

四、二氧化氯制备系统

由于目前中浓纸浆二氧化氯漂白广泛应用于纸浆厂，因此，二氧化氯是被广泛使用的纸浆漂白剂之一。纸浆厂一般是自己制备以满足需要。

二氧化氯的制备方法有苏尔凡（Solvay）法，台凯斯汀（Daykesting）法，马蒂生（Mathieson）法及拉普生（Rapson）法即人们所说的 R 法等多种。这里只介绍使用较为普通的 R 法，着重介绍 R_3、R_6 及 R_8 法等几种方法。

（一）R 法及其工艺流程

1. R_3 法

R_3 法制备二氧化氯的工艺流程如图 7-34 所示。其化学反应式如下：

$$NaClO_3 + NaCl + H_2SO_4 \longrightarrow ClO_2 + \frac{1}{2}Cl_2 + Na_2SO_4 + H_2O$$

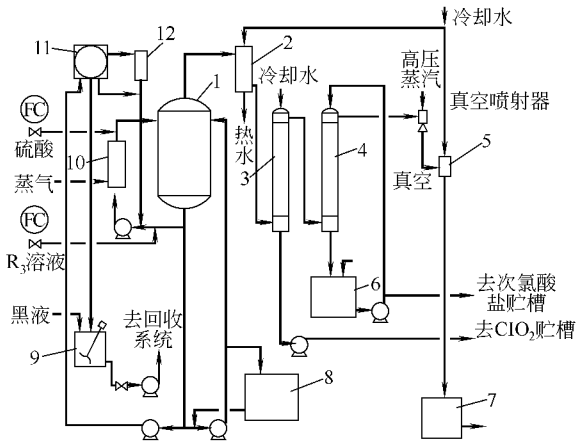


图 7-34　R_3 法工艺流程

1—ClO_2 发生器　2—间接接触冷却器　3—ClO_2 吸收塔　4—氯碱吸收塔　5—气压冷凝器　6—洗气罐　7—热水井　8—发生器接受槽　9—淤浆槽　10—再沸器　11—芒硝过滤器　12—分离器

可以看出，R_3 法所需要的主要装备为 ClO_2 发生器，ClO_2 吸收塔，氯碱吸收塔，冷凝器等。

R_3 法没有生成硫酸废液，但所生成的硫酸钠副产品往往因碱回收需要不多而另找出路。

2．**R_6 法**

R_6 法制备 ClO_2 系统是由氯酸钠、二氧化氯制备和盐酸合成三个工段组成，如图 7-35 所示，其反应方程式为：

电解：$2NaCl + 6H_2O \longrightarrow 2NaClO_3 + 6H_2$

ClO_2 生成：$2NaClO_3 + 4HCl \longrightarrow 2ClO_2 + Cl_2 + 2NaCl + 2H_2O$

HCl 生成：　$H_2 + Cl_2 \longrightarrow 2HCl$

其总反应式：　$Cl_2 + 4H_2O \longrightarrow 4H_2 + 2ClO_2$

可以看出，R_6 法需要的主要设备为：ClO_2 发生器、ClO_2 吸收塔、电解槽、盐酸合成装置、氯酸钠反应器、弱氯酸蒸发器等，如图 7-36 所示。

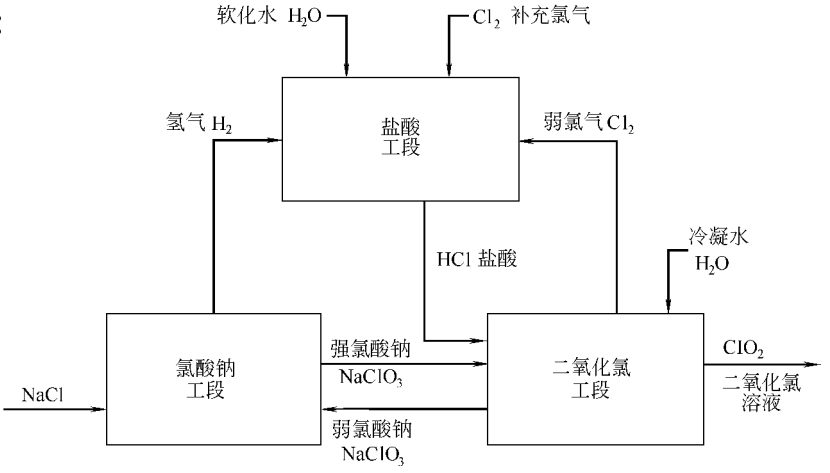


图 7-35　R_6 法三个工段

从 R_6 法以上三个反应的组合中，除需要部分氯气补充外，整个生产系统达到内部的平衡，制备二氧化氯所需的氯酸钠、盐酸以及电解所需的食盐全部从生产系统内提供。对缺少以上化工原料供应的漂白纸浆厂来说，选用这样方法尤感适宜，此法还能降低所制备的二氧化氯费用。特别与 R_8 法比较，生产成本大为降低，因此是目前应用较多的方法之一。但是，R_6 法因生产装备组合较复杂，有电解食盐和盐酸合成这附加的两个部分，就造成初期投资费要比其他的 R 法要高，例如 R_6 法比上述 R_3 法和下面所介绍的 R_8 法其初期投资要高出一倍左右。

3．**R_8 法**

R_8 法制备二氧化氯其生产流程如图 7-37 所示。

R_8 法化学反应方程式为：

$$9NaClO_3 + 2CH_3OH + 6H_2SO_4 \longrightarrow 9ClO_2 + 3Na_3H(SO_4)_2 + \frac{1}{2}CO_2 + \frac{3}{2}HCOOH + 7H_2O$$

它采用甲醇作为还原剂来生产二氧化氯。甲醇用泵从贮槽抽出，往过滤器过滤后并稀释到20%的体积浓度，经再沸器后从文丘里管加入 ClO_2 发生器系统。同样浓硫酸也用泵打到过滤器经过滤后从文丘里管处雾化后加入到 ClO_2 发生器。而氯酸钠晶体先在溶解槽充分溶解，沉淀后泵送至贮存槽，再用泵抽出送过滤器，然后在循环泵作用下进入再沸器，再进入 ClO_2 发生器。ClO_2 发生器生产的 ClO_2 释放出来，经冷却后到 ClO_2 吸收塔吸收成 ClO_2 溶液，用泵送到 ClO_2 溶液贮槽贮存备用，反应余液及副产品沉下 ClO_2 发生器底部，成为发生器液体，由循环泵抽出与加入的氯酸钠、浓硫酸、甲醇混合，再进入 ClO_2 发生器反应，为此循环不断生成 ClO_2 气体。

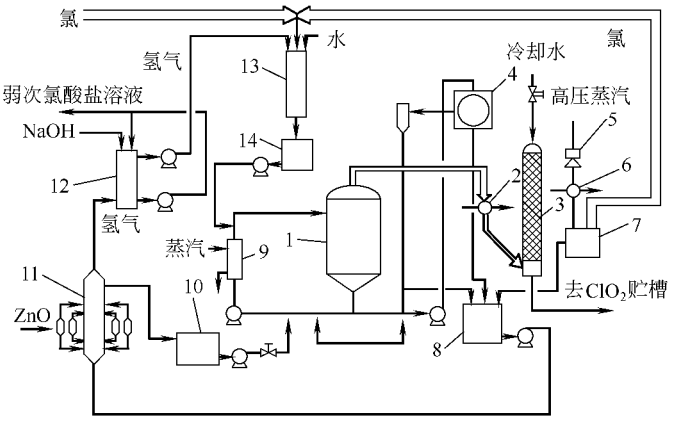


图 7-36　R_6 法工艺流程

1—ClO_2 发生器　2—冷凝器　3—ClO_2 吸收塔　4—过滤器　5—真空喷射器　6—冷凝器　7—分离器　8—氯化钠溶解槽　9—再沸器　10—氯酸钠贮罐　11—电解槽　12—气体洗涤器　13—盐酸燃烧炉　14—32%盐酸贮槽

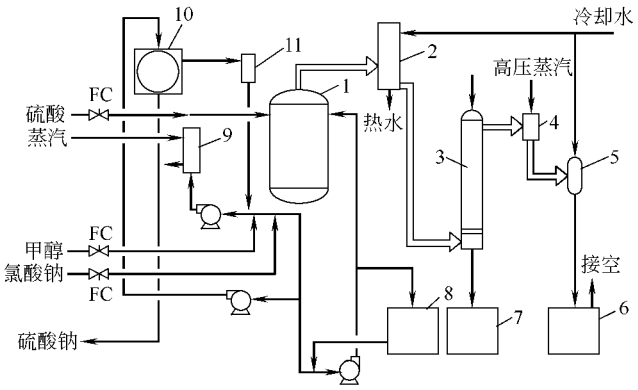


图 7-37　R_8 法工艺流程

1—ClO_2 发生器　2—间接接触冷却器　3—ClO_2 吸收器　4—真空喷射器　5—气压冷凝器　6—热水井　7—ClO_2 溶液槽　8—发生器接受槽　9—再沸器　10—过滤器　11—分离器

关于副产品硫酸钠（芒硝）的提取，由于硫酸钠在 ClO_2 生成的同时不断地在发生器内结晶，可通过过滤机供给泵将部分发生器反应余液送至过滤机将硫酸钠晶体过滤出来。

R_8 法制备二氧化氯，由于投资成本低、反应余液可循环利用、副产品硫酸钠等可用于综合利用等优点，因而是目前应用较为广泛的方法。但是，如果厂内没有综合利用，就要顾虑所产生硫酸钠和其他副产品必须进行再处理的问题。

（二）关键设备

不管是 R_3 法、R_6 法或 R_8 法，从流程中可以看出，ClO_2 发生器及 ClO_2 吸收塔是其关键设备。如图 7-38 所示（图中是采用 R_6 法的工艺流程）。由于这两台设备的工作原理及结构涉及化学工程等多方面知识，故这里只做简单介绍。

1. 二氧化氯发生器

二氧化氯发生器是一种卧式的钛制容器，内有一组大小不同的间隔，每个间隔就是一个

反应器，发生器就是这一系列反应器的组合。内部的蒸汽加热器使沿发生器流程的反应温度渐增，以弥补由于反应浓度降低而引起的反应效率下降，调节好反应温度后，就使其达到最大反应效率，反应后产生稳定的二氧化氯混合气。

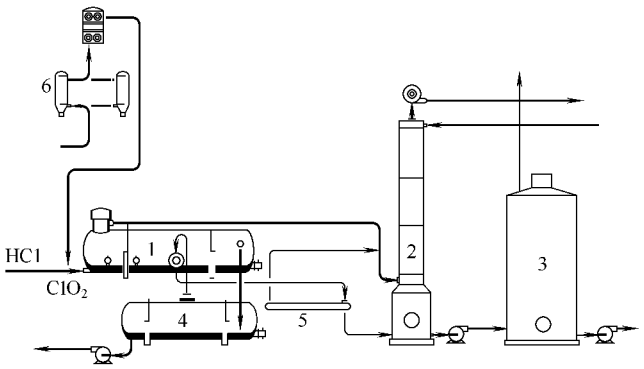


图 7-38　在二氧化氯制备中的 ClO_2 发生器及 ClO_2 吸收塔

1—ClO_2 发生器　2—ClO_2 吸收塔　3—ClO_2 贮罐

4—弱氯酸盐蒸发器　5—蒸发冷凝器　6—强氯酸盐过滤器

由于反应中消耗氯酸钠，反应后的弱氯酸钠溶液从最后一个反应间隔溢流到稀硫酸钠蒸发器。另外，二氧化氯气体在高浓度下是不稳定的，容易分解，因此在发生器每一个反应间隔里都需要加入空气，保持 ClO_2 气体在某一固定的浓度下，以避免分解。

二氧化氯发生器是技术含量高，价格昂贵的设备，我国造纸工业在纸浆漂白工程中所用的二氧化氯发生器均为从国外引进的。

2. 吸收塔

ClO_2 吸收塔通常采用填料塔，它由塔体、填料、塔内件组成，其中塔内件包括液体喷淋装置、再分布装置、栅板、压板及除沫器等设备。

ClO_2 和少量的氯气从塔下部进口进入塔体，并向上流动，在填料层中与向下流动的冷冻水相遇，并被冷冻水吸收而产生二氧化氯溶液，冷冻水从塔上部加入到吸收塔生成溶液产品，此溶液含有二氧化氯及少量的次氯酸，并从塔底部排除，未被吸收的气体从塔顶排出。

(1) 冷却水喷淋装置

喷淋装置主要有喷洒型、溢流型、满流型、冲击型等四种。目的是使冷却水沿塔横截面分布良好，保证填料分离效果充分发挥。常用的有莲蓬头喷洒器及溢流型盘式分布板等。

(2) 冷却水的再分布装置

再分布装置使水流经一段距离后再分布一次，保证水均匀喷淋，并使溶液重新混合，消除径向浓度差，以利传质。

(3) 填料支撑板与压板

主要是支撑填料，板缝以不漏填料为度，强度应满足载荷要求。

(4) 除沫器

常用除沫器为丝网除沫器，它可以分离大于 $5\mu m$ 的液滴，效率达 99%，适用于清净气体。

五、对中浓纸浆二氧化氯漂白的评价

中浓纸浆二氧化氯漂白属于无元素氯漂白，与低浓氯漂白相比，大幅度降低了漂白废液的 AOX 含量及废水量，加上 ClO_2 在对纸浆中木素有强烈溶解作用的同时，很少损伤碳水化合物和纸浆的强度，对纸浆的降解很少，因此中浓二氧化氯漂白已广泛应用于纸浆漂白中。

但由于 ClO_2 本身的特殊品质，使得中浓纸浆二氧化氯漂白中仍存在一些问题。

（一）ClO_2 对设备的腐蚀问题

由于 ClO_2 具有很强的腐蚀性和剧毒性，在漂白纸浆时，ClO_2 的浓度大于标准态，漂白温度又高，这就加速了 ClO_2 对设备的腐蚀。对中浓二氧化氯漂白，如解决不好设备的耐腐蚀性问题，必然会使设备使用寿命缩短，并增加维修量，增加设备投资。

从国外进口的设备常用钛钢制造，特别是中浓高剪切混合器、漂白塔、洗浆机等关键设备，价格相当昂贵，这是阻碍中浓二氧化氯漂白发展的原因之一。国内制造二氧化氯漂白塔，应用高强度的非金属材料衬里，但对其他设备及管道、阀门等都必须用钛钢制造。

（二）关于 ClO_2 制备

由于 ClO_2 容易分解，且浓度越高，分解速度越快，具有爆炸性，这就决定了 ClO_2 需要现场生产。目前生产 ClO_2 设备全都从国外引进，还没有完全国产化，价格也一样昂贵，企业难以承受，这也是阻碍中浓二氧化氯漂白技术在我国发展的另一个主要原因。

我国要发展中浓纸浆二氧化氯漂白，就必须实现漂白系统及 ClO_2 制备系统的关键设备国产化，并尽量采用高强度非金属材料替代或部分替代钛钢，有效地大幅度减少投资，降低成本。

第五节　中高浓过氧化氢漂白设备

在工程实际中，过氧化氢作为漂白剂应用于中高浓纸浆的漂白，只有在研制出中浓浆泵、中浓高剪切混合器以及高浓混合器等关键设备以后，才有条件实现。在多数情况下，中高浓纸浆 H_2O_2 漂白作为独立漂白段应用于多段漂白系统，并常作为末段漂白以提高纸浆白度及白度稳定性，保护纸浆强度，并达到降低有效氯的用量，减少漂白废水对环境污染的目的。中高浓纸浆 H_2O_2 漂白段同样标记为 P，P 段与 D 段或 H 段组成 ECF（少氯漂白）漂白顺序，与 O 段、Z 段组成 TCF（无氯漂白）漂白顺序。在高浓漂白中，高浓过氧化氢漂白在纸浆漂白工程上是最常见的。

中高浓纸浆过氧化氢漂白一般情况下属常压漂白，因此本节只讨论常压条件下的过氧化氢漂白设备，至于特殊情况，如加入部分氧的带压漂白设备，本节不做讨论，可参阅第四节内容。

一、中浓纸浆过氧化氢漂白段流程

中浓纸浆过氧化氢漂白段流程可采用的形式有好几种，分别如图7-26、图7-33及图7-39所示。

前两种流程形式就是中浓二氧化氯漂白段流程，因此可以说，中浓过氧化氢漂白段可以采用中浓二氧化氯漂白同样的流程。但由于过氧化氢作为漂白剂，要有多种化学药品作为漂白助剂，如 $MgSO_4$、EDTA 等，而按工艺要求，漂白助剂应比 H_2O_2 先加入纸浆中，因此中浓高剪切混合器的进浆管上应有两个化学药品进口。

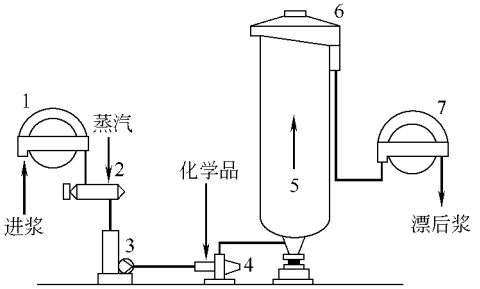


图 7-39　中浓过氧化氢漂白段的升流式流程

1—洗涤浓缩机　2—蒸汽混合器　3—中浓浆泵　4—中浓高剪切混合器　5—漂白塔　6—塔顶排料装置　7—下一段洗涤浓缩机

对于图 7-39 所示的升流式流程，纸浆往中浓高剪切混合器与漂白剂及漂白助剂充分混合后，就靠本身所具有的压力进入漂白塔底部，由底部

按设计流速上升，纸浆在塔内升流的时间就是工艺要求的漂白时间，到塔顶后，溢流排出，送去下一段的洗涤机。

二、中浓过氧化氢漂白段所需设备

中浓过氧化氢漂白段不管采用哪种型式的流程，都需要如下设备：①洗涤浓缩机；②蒸汽混合器；③中浓浆泵；④中浓高剪切混合器；⑤漂白塔（升流塔或降流塔）。

对升-降流式流程，还需升流管。中浓降流式漂白塔已在第二、四节做了讨论，这里只讨论常压的升流漂白塔。

三、升流漂白塔

中浓过氧化氢漂白虽与中浓氧漂白一样都采用升流漂白塔，但由于中浓氧漂白是带压漂白，而中浓过氧化氢漂白是常压漂白，因此其塔的内部结构及内件就不会完全一样，特别是塔顶排浆装置。

（一）排浆装置

中浓过氧化氢升流漂白塔的排浆装置如图 7-40 所示。其中图（a）所示的为适用浓度小于 12% 纸浆的排浆装置。漂白后纸浆到达塔顶就被臂式刮浆器在回转中逐渐刮入稀释槽，稀释到低浓后由排浆口流出。臂式刮降器的转动由装于塔顶的传动系统控制。图（a）所示的排浆装置有多种规格，如表 7-14 所列。

表 7-14　　臂式刮浆器规格　　单位：mm

规格	3002	3252	3752	4002	4252	4502	4752	5002	5252	5502	5752	6002	6252	6502	6752	7002	7252	7502
TD	3000	3250	3750	4000	4250	4500	4750	5000	5250	5500	5750	6000	6250	6500	6750	7000	7250	7500
A	1365	1490	1740	1865	1990	2115	2240	2365	2490	2615	2740	2865	2990	3115	3240	3365	3490	3615
B	1565	1690	1940	2065	2190	2315	2440	2565	2690	2815	2940	3065	3190	3315	3440	3565	3690	3815
C	705	915	975	980	1000	1015	1025	1045	1055	1105	1115	1125	1135	1145	—	—	—	—

表中 A 为短臂的长度，B 为长臂的长度，TD 为漂白塔内径，C 为塔顶边到传动部件底座垂直距离。

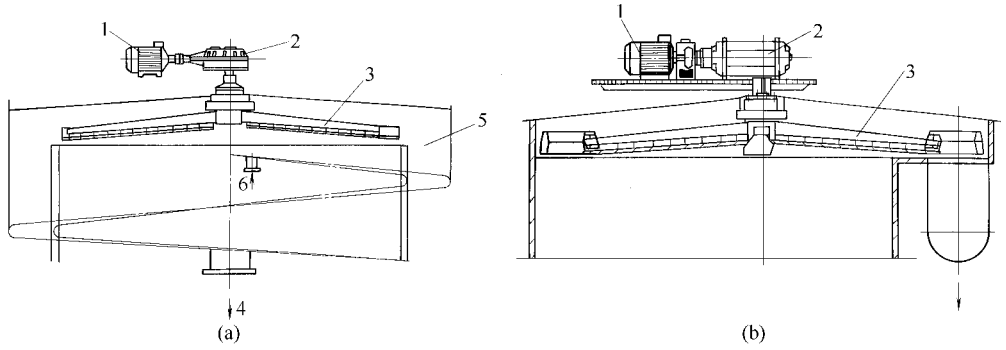


图 7-40　升流漂白塔的排浆装置

（a）带稀释槽（b）不带稀释槽

1—电机　2—传动系统　3—臂式刮板　4—排浆口　5—稀释槽　6—稀释液进口

图（b）所示的为适用于浓度小于 18% 纸浆的排料装置。这种排浆装置不设稀释槽，纸

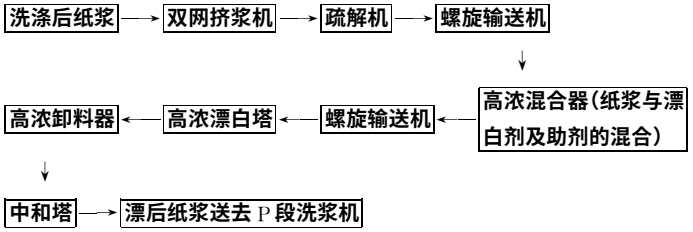
浆直接由臂式刮板刮入排浆口。这样，相对于塔体中心轴线，排浆装置是偏心安装的。臂式刮板的转动同样由传动系统控制。

（二）纸浆分配器

如果漂白塔直径大于 2.5m，一般就要在塔底部加设纸浆分配器，关于纸浆分配器，可采用中浓氧漂白的分配器型式。

四、高浓过氧化氢漂白流程及设备

高浓纸浆过氧化氢漂白流程如下：



最早用于 TMP、CTMP 的高浓过氧化氢漂白段流程示意图如图 7-41 所示。目前，这一流程也用于化学木浆及废纸脱墨浆的过氧化氢漂白。

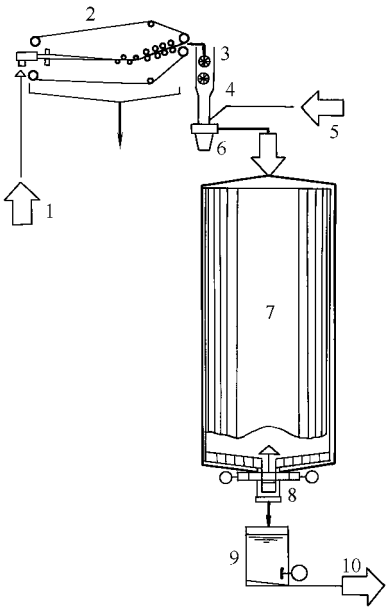


图 7-41　TMP 及 CTMP 的高浓过氧化氢漂白流程图

1—进浆　2—双网挤浆机　3—疏解机　4—螺旋输送机　5—漂白剂及漂白助剂　6—高浓混合器　7—降流式漂白塔　8—高浓卸浆机　9—纸浆中和塔　10—漂后纸浆送去 P 段洗涤机

可以看出，高浓过氧化氢漂白段所需关键设备有：①高浓洗涤浓缩设备（双网挤浆机）；②高浓混合器；③降流式漂白塔；④高浓卸浆机。

作为能通用的高浓纸浆浓缩设备已在第五章第四节做了讨论，但目前常用于漂白工程的有双网挤浆机及置换压榨洗浆机。对于螺旋挤浆机、双辊挤浆机、压力挤浆机等，由于在挤浆过程中，纤维过多的流失而必须设置滤液纤维回收机，或使滤液回用，以减少纤维流失所造成的损失。

五、高浓混合器

高浓纸浆与漂白剂 H_2O_2 及漂白助剂的漂液的混合是通过高浓混合器来实现的，这是高浓过氧化氢漂白段的专用关键设备，与中浓高剪切混合器一样，它的质量优劣决定了纸浆漂白的效果。

浓度为 30%～35%的高浓纸浆属黏弹性体，当它被破碎螺旋输送机及高浓纸浆浓缩设备的疏解机破碎成小团块之后，纸浆团之间就有大量的空隙，在浆团内部纤维之间也存在大量的微小间隙，纸浆显得松懈，具有很强的吸湿性。在直接加入漂白液时可能形成局部过湿现象，即局部吸入漂白液过量而另一些局部只吸入少量漂白液或甚至接触不到漂白液。这就与中浓纸浆与漂白剂混合时一样，要求在加入漂白液的混合过程中把纸浆团完全疏解、打散，并使漂白液能均匀地分散到纸浆中，迅速浸入纤维之间的空隙，实现漂白液与纤维的均匀分布。另外，还需要求高浓混合器运行时流量稳定，具有一定充满系数。

因此，高浓混合器需满足下列基本条件：①纸浆经过混合器后其质量特性不变，对纸浆不起切断作用。②纸浆在高浓条件下能与漂白液充分均匀混合。③电耗低。④运行稳定。

目前在生产上使用的高浓混合器有盘式高浓混合器和转子高浓混合器，其中盘式高浓混

合器还分为立式和卧式两种型式。

（一）立式盘式高浓混合器

立式盘式高浓混合器的基本结构如图 7-42 所示。它有一个动盘和静盘，动盘中心部分有若干叶片来进一步疏解打散纸浆和分散漂白液，漂白液与纸浆从中心上方的进料管加入。当漂白液落到动盘中心部位时，被叶片均匀地向四周甩出，分散到连续降落的纸浆中，然后进入由动盘与静盘之间的间隙进行混合。动盘和静盘上有许多齿形磨纹，其排列形式类似于盘磨的磨纹排列，而其间隙内大外小，沿径向逐渐缩小，且是可调节的，如图 7-43 所示。其齿形磨纹是开放形的。

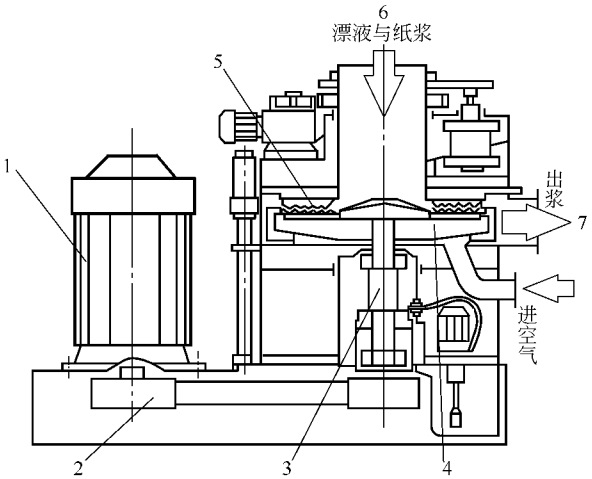


图 7-42　立式盘式高浓混合器

1—电机　2—皮带轮　3—主轴　4—动盘

5—静盘　6—漂液与纸浆进口　7—出浆口

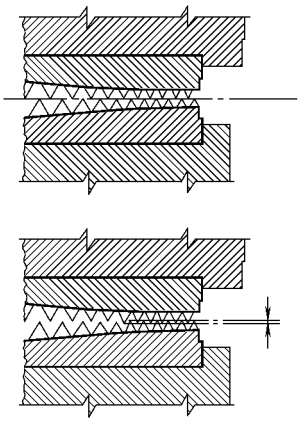


图 7-43　动盘与静盘间的齿纹间隙

在动盘的外围装有若干刮浆用叶片，随着动盘的转动，把混合后的纸浆送进出浆口，排出高浓混合器。

表 7-15 列出了两种生产上常用的立式盘式高浓混合器技术参数。

表 7-15　　两种型号的高浓混合器技术参数

技术参数＼型号	MCM_2	MCM_3	技术参数＼型号	MCM_2	MCM_3
生产能力／（t／d）	160～250	250～350	电耗／（kW·h／t）	18～20	18～20
功率／kW	160～250	250～350			

我国山东济宁轻机厂和华南理工大学造纸与污染控制国家工程研究中心生产的立式盘式高浓混合器也具有混合效果好，便于保养维修，操作使用方便等特点。其中山东济宁轻机厂的 H 型高浓混合器的主要技术参数如表 7-16 所列。

表 7-16　　H 型立式盘式高浓混合器技术参数

型　号	H2435	H2436	型　号	H2435	H2436
转盘直径／mm	ϕ450	ϕ550	出浆口／mm	100×140	130×200
生产能力／（t／d）	30	50	主轴转速／（r／min）	1460	1460
纸浆浓度／%	28～32	28～32	电机功率／kW	30	55
进浆口／mm	ϕ225	ϕ225			

（二）卧式盘式高浓混合器

卧式盘式高浓混合器的原理、结构与立式基本相同。但由于是立式送浆改为卧式送浆，就必须在进浆口加设螺旋进浆器，把纸浆和漂白液“强迫”送入动盘中心部位处。卧式盘式高浓混合器在国内较少应用。

（三）转子高浓混合器

目前工程生产上还应用一种转子高浓混合器，结构型式如图 7-44 所示。对这种单转子高浓混合器，其水平轴靠进料口的一端有一段推浆用的螺旋，靠出浆口一侧的轴上有 4 个拨浆叶片，轴的中间部分有两个互作 45° 相位角错开装置的转子，这样纸浆不会直接从转子上的扇形缺口处通过。转子的四周边有 4 块磨片，其磨片的磨纹为斜齿状。在混合器混合区壳体的整个内表面上也布满斜齿状磨纹。纸浆与漂白液在转子外壳之间的混合区内受到交替的挤压、搓揉和减压松散作用而获得充分混合。工程上还常把第 4 章第七节所述的辊式热分散机作为高浓纸浆与漂白剂的混合机使用（参看图 4-51），辊式热分散机作为高浓混合机应用时，其混合原理与双辊混合近似。高浓纸浆掉进浆口后，被推浆螺旋推入双辊齿盘高速转动所产生的高强混合区，与漂白剂得到充分的混合。双转子高浓混合器其结构与双辊混合器近似，高浓纸浆掉入进浆口后，被推浆螺旋推入双辊齿盘高速转动所产生的高强混合区，与漂白剂得到充分的混合。单转子高浓混合器最大型号的配用功率为 750kW，转速 750r/min，生产能力为 400t/d，纸浆浓度 20%～45%，一般电耗 20～30kW·h/t，比盘式高浓混合器的要大些。

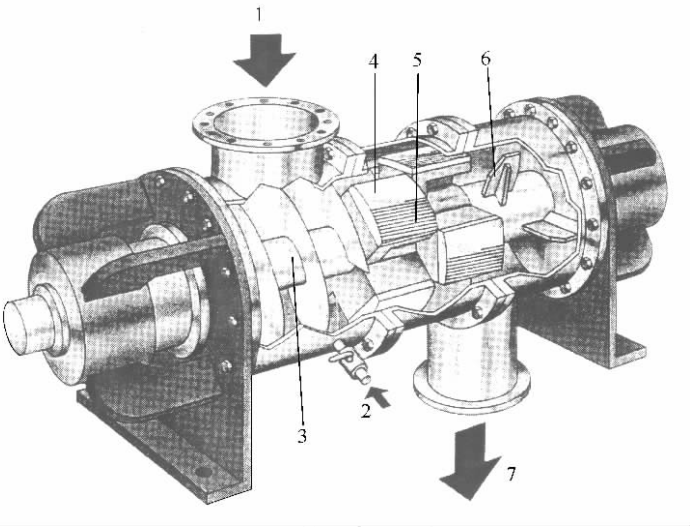


图 7-44　转子高浓混合器

1—进浆口　2—漂液进口　3—送浆螺旋　4—转子　5—转子上磨片　6—拨浆叶片　7—出浆口

六、高浓漂白塔及高浓卸料器

高浓过氧化氢漂白常用降流式高浓漂白塔，因为是常压漂白，与高浓氧漂白比较其结构就要简单得多。

用于 P 段的降流漂白塔的特点是纸浆同漂白液混合后自塔顶进入，在塔内下降过程中进行反应。如使反应时间均匀一致且反应充分，需塔底均匀地出浆。塔内的操作浆位可以根据需要决定。

（一）塔的尺寸计算

降流塔的尺寸计算如下：

$$v=\frac{0.069Gt}{\omega\rho_0} \tag{7-12}$$

$$H=ut \tag{7-13}$$

$$D=\sqrt{\frac{4v}{\pi H}} \tag{7-14}$$

式中 v ——漂白塔的有效容积，m^3

G ——生产能力，t/d

t ——在塔内的反应时间，min

ω ——纸浆浓度，%

ρ_0 ——塔中纸浆平均密度，t/m^3

u ——纸浆在塔内降流的平均流速，m/min

D ——塔内径，m

H ——塔的有效高度，m

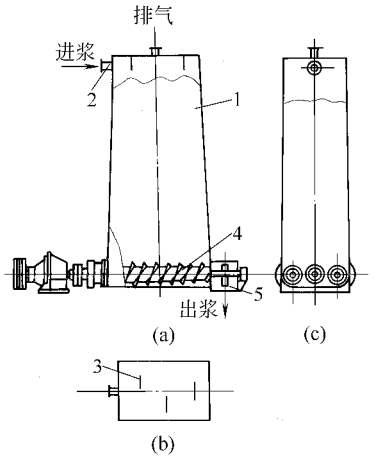


图 7-45 矩锥台形高浓降流漂白塔
(a) 立面简图 (b) 俯视示意图 (c) 侧视图
1—塔体 2—进浆喷口 3—挡浆板
4—出浆螺旋 5—出浆口

在生产能力及漂白时间由工艺条件确定以后，塔的尺寸主要就由流速来决定了。纸浆降落速度越快，塔就越高，塔内径就越小，反之塔就越矮，内径越大。因此，在决定塔高 H，内径 D 及纸浆在塔内降落速度 u 时要考虑多方面因素，如厂房结构、占地面积及塔加工条件等。

（二）塔结构

图 7-45 所示的国产高浓降流塔，其主要技术参数如表 7-17 所示。由于从高浓混合器排出的纸浆具有一定动能，就在高浓降流塔的进浆喷口前方设有如图示的三块挡板，把喷出的浓度 25%～30% 的纸浆分三股挡住，形成三处自然落浆的纸浆堆，而塔底的三台水平并列的变直径芯轴螺旋送浆器把纸浆均匀送到出浆口，进入塔内的空气与少量蒸汽自塔顶排出。

表 7-17 山东济宁轻机厂生产的高浓降流漂白塔主要技术参数

型号 / 主要技术参数	H2459	H2460	型号 / 主要技术参数	H2459	H2460
公称容量/m^3	20	40	漂白温度/℃	60	60
生产能力/(t/d)	20～40	40～80	漂白时间/h	2	2
纸浆浓度/%	28～32	28～32			

矩锥台形高浓降流塔不适于大生产能力的 P 段。目前，大型的 P 段高浓降流塔常采用圆柱形塔，如图 7-46 所示，有不同大小的直径，最大的直径可达 6m。在其塔顶的进浆喷口前也有挡板使塔内形成均匀松散的自然浆料堆，塔底有旋转的刮板卸料器使反应后的纸浆由塔内周被刮向中心排出。

（三）高浓卸料器

高浓卸料器装于高浓过氧化氢漂白塔的底部，可以不经过稀释把反应后高浓纸浆送出漂白塔，其结构如图 7-47 所示。

高浓卸料器通常是由 2～3 根耙臂和若干条螺旋组成。耙臂实际上是压在整个漂白塔的纸浆底下。转速很慢，一般每分钟数转。缓慢旋转的耙臂把漂白塔底部的高浓纸浆推向落浆口，同时令纸浆在小范围内得到翻动。由落料口跌落到送螺旋的纸浆被送往稀释槽。由于纸浆浓度高，耙臂所承受的压力很大，因此耙臂的根部造得很粗，从而具有足够的抗弯强度。

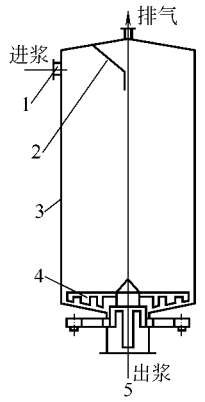


图 7-46　圆柱形高浓降流塔

1—进浆口　2—挡板　3—塔体

4—刮板卸料器　5—排浆口

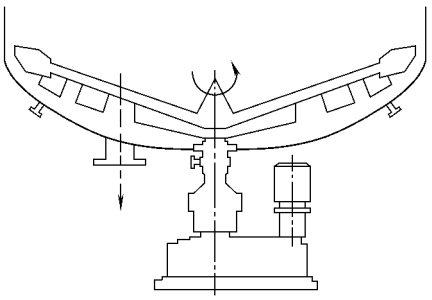


图 7-47　高浓卸料器

第六节　中高浓纸浆臭氧漂白设备

用臭氧作为漂白剂对纸浆进行漂白，也是无（少）污染的漂白方法，属于 TCF 漂白。另一方面，如果没有臭氧，只用氧脱木素和过氧化氢对硫酸盐木浆进行漂白是达不到高白度的要求的。但是，由于臭氧发生器和臭氧漂白装置的投资费用及操作费用较高，直到现在国内还没有应用臭氧漂白技术于纸浆漂白工程中。

纸浆用臭氧漂白时其浓度非常重要，实验证明，纸浆在低浓条件下进行臭氧漂白没有实用价值，因此在生产实践中，纸浆常在中高浓条件下进行臭氧漂白。以前认为，纸浆浓度在 40％～55％的超高浓条件下臭氧漂白能达到最大的脱木素效果，但发现漂后纸浆的降解较为严重。目前，则倾向于推广纸浆在中浓条件进行臭氧漂白。实践证明，中浓臭氧漂白完全可以达到高浓时的漂白效果，而且纸浆的粘度较高，降解较少，即使采用高浓臭氧漂白，纸浆浓度也不必达到超高浓程度。

中浓臭氧漂白段和高浓臭氧漂白段均标记为 Z 段。

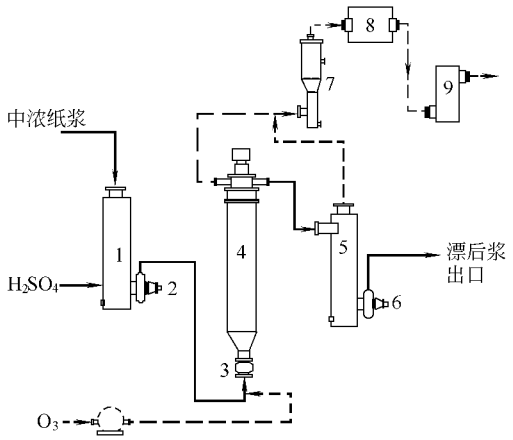


图 7-48　中浓臭氧漂白段流程

1—中浓浆泵立管　2—中浓浆泵　3—中浓高剪切混合器

4—臭氧漂白塔(升流式)　5—喷放塔　6—浆泵

7—气体洗涤器　8—预热器　9—废料焚化炉

一、中浓臭氧漂白流程

目前中浓纸浆臭氧漂白的流程常见于图 7-48所示形式。这种流程可以认为与中浓纸浆氧漂白流程类似，纸浆经过洗涤浓缩机后，在中浓条件下被投入中浓浆泵的立管，并用 H_2SO_4 酸化后由中浓浆泵送到中浓高剪切混合器，在混合器的预混合区，输入臭氧（带有未反应完的氧），经混合器混合后再从臭氧漂白塔底部进浆口送入漂白塔，升流漂白后到达塔顶喷放入喷放塔，然后送去洗涤机，以备下一

段漂白。

臭氧漂白与氧漂白不同之处在于：臭氧中带有未反应完全的 O_2，而 O_2 同样对纸浆有脱木素作用。另外，臭氧漂白前纸浆需用 H_2SO_4 酸化。

二、中浓臭氧漂白段所需设备

中浓臭氧漂白段与氧漂白段一样，属于带压漂白，需要下列设备：①洗涤浓缩机；②中浓浆泵（包括立管）；③中浓高剪切混合器；④升流式漂白塔；⑤喷放锅。

臭氧与氧一样，在中浓漂白时，臭氧浓度高（10％以上），压力大（1MPa），而纸浆通过高剪切混合器实现了纤维级高强脉动，使臭氧充分与纸浆接触，实现了高均匀度混合。如果不采用中浓高剪切混合器，中浓纸浆也不易实现绒毛化，单靠臭氧的“溶解”和“扩散”都很难实现较好的混合。因此，中浓高剪切混合器在臭氧漂白中是必不可少的设备。

臭氧漂白的升流漂白塔、喷放阀及喷放锅均可以采用与氧漂白一样的结构与形式，这里就不再详细讨论。

三、高浓臭氧漂白

（一）高浓臭氧漂白流程

高浓臭氧漂白也是带压进行的。纸浆在高浓条件下，经绒毛化器实现绒毛化，使纸浆内部纤维之间空隙增大，臭氧就容易为纤维所吸收并与纤维中的木素进行反应。图 7-49 所示的为高浓臭氧漂白段流程。

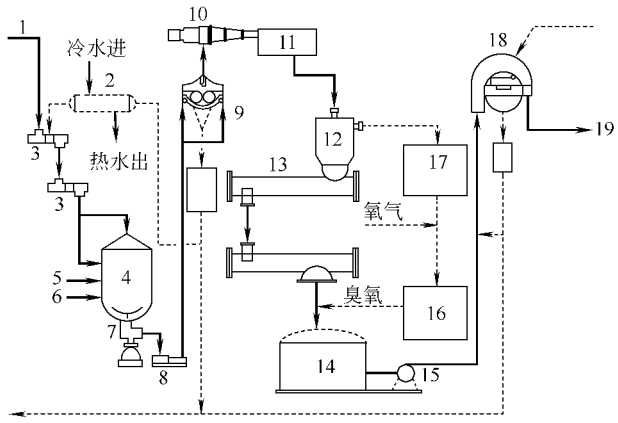


图 7-49　高浓臭氧漂白段流程

1—纸浆进口　2—冷却器　3—螺旋输送机　4—酸性纸浆贮存塔　5—酸进口　6—螯合剂　7—混合罐　8—浆泵　9—高浓挤浆机　10—单螺杆送料器　11—疏解机　12—排气罐　13—臭氧漂白管　14—接收塔　15—浆泵　16—臭氧发生器　17—气体净化器　18—臭氧漂白段洗涤机　19—纸浆送去下一段漂白

纸浆通过洗浆机洗涤，以减少有机物质转移到臭氧漂白段，纸浆经从挤浆机来的酸性冷却水稀释后，并与酸及螯合剂混合，使纸浆在低浓条件下 pH 达 2～3，然后经浆泵输送到高浓挤浆机，浓度达到 30％～40％的范围，高浓度纸浆经疏解机疏解后，纸浆绒毛化，纤维絮聚团尺寸减少，并使气-固相互接触表面积增加。

纸浆进入两根臭氧漂白器（管）后，实行逆向漂白，即在漂白管中纸浆的输送方向与从漂白管排浆口处进入的臭氧流动方向相反。残余的气体在反应器进浆口处溢出，并经净化器净化后送回臭氧发生器。纸浆经臭氧漂白后被送入接收塔并稀释，由浆泵送至过滤机。

高浓臭氧漂白段也可以采用如图 7-23 所示的高浓氧漂白流程，不过臭氧必须从塔下部送入，残余气体从塔顶排出，如图 7-50 所示。

（二）高浓臭氧漂白段关键设备

Z 段所需要的关键设备如双网挤浆机、疏解机、臭氧漂白管等。双网挤浆机已在第五章第四节做了讨论，疏解机放在本章第八节辅助设备中讨论，这里只介绍臭氧漂白管。

臭氧漂白管也称叶片输送反应器，其结构如图 7-51 所示。漂白管除纸浆进出口外，主要是内装一根具有混合及输送功能的搅拌辊，搅拌辊是在回转轴上装置多块叶片，叶片按螺旋向安装。在搅拌辊转动时，已绒毛化的高浓纸浆松散的分布于漂白管内，逆流而上的臭氧就会充满于纤维之间的空隙而裹住纤维，为纸浆的漂白反应创造最有利条件。

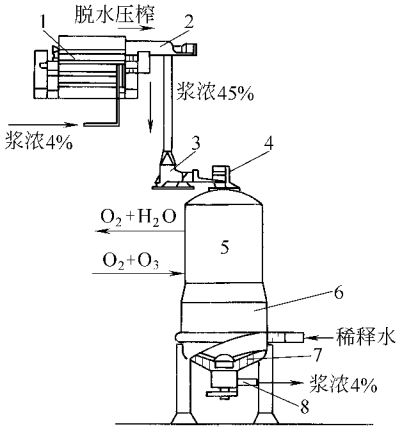


图 7-50　采用高浓氧漂白流程的高浓臭氧漂白

1—双辊挤浆机　2—螺旋送料器　3—单转子高浓浆泵　4—旋转叶轮疏解机（或绒毛化器）　5—臭氧漂白塔　6—稀释区　7—卸料器　8—排浆口（低浓）

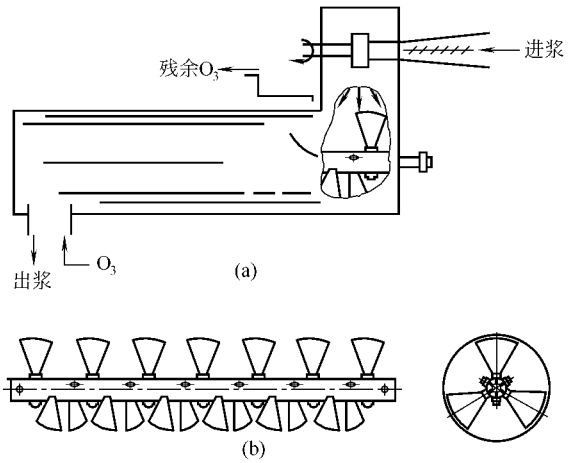


图 7-51　臭氧漂白管的结构

（a）臭氧漂白管（b）搅拌辊

第七节　中高浓多段漂白流程与设备

上面各节讨论了纸浆各类中高浓漂白段的流程及关键设备，但就漂白工艺来说，仅应用某一漂白段是很难达到纸浆的白度要求，纸浆只有通过由不同段数组合的多段漂白系统的漂白，纸浆才能达到工艺上所要求的白度和强度。本节就通过工程实例，讨论常用的多段漂白流程及设备。

一、OC/DE_OD 短序漂白流程及设备

OC/DE_OD 短序漂白生产线，由 O 段、C/D 段、E_O 段及 D 段组成，有资料报道，这一短序漂白生产线，能有效去除纸浆中 50% 的残留木素，降低 40% 的污染，能获得高白度纸浆，从而得到较普遍的应用和推广。我国已引进多套这一漂白生产线应用于硫酸盐浆的漂白、硫酸盐浆 OC/DE_OD 短序漂白，是所有短序漂白中最成熟的，尤其在能耗、占地面积、投资、成本、减少污染等方面都具有一定的优越性。

（一）流程

OC/DE_OD 短序标准流程如图 7-52 所示，全线纸浆浓度均为中浓。

（二）关键设备

1. 洗浆机

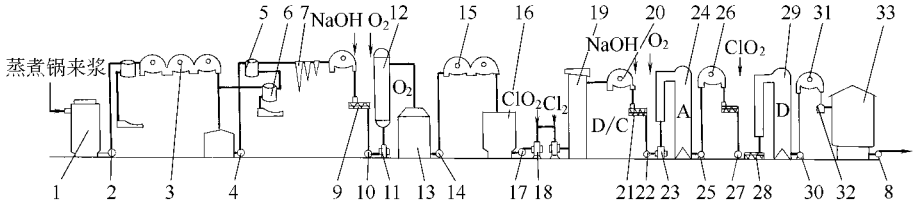


图 7-52　OC/DE$_O$D 短序漂白流程

1—贮浆塔　2—浆泵　3—洗涤机　4—浆泵　5—一级压力筛　6—二级压力筛　7—除渣器　8—纸浆送去抄纸车间或抄浆板车间　9—蒸汽混合器　10—中浓浆泵　11—中浓高剪切混合器　12—氧漂白塔（升流）　13—喷放锅　14—浆泵　15—洗涤浓缩机　16—贮浆塔　17—中浓浆泵　18—中浓高剪切混合器（与 ClO_2 混合）　19—C/D 漂白塔（升流）　20—洗涤浓缩机　21—蒸汽混合器　22—中浓浆泵　23—中浓高剪切混合器　24—降流碱处理塔（带升流管）　25—浆泵　26—洗涤浓缩机　27—中浓浆泵　28—中浓混合器　29—降流漂白塔（带升流管）　30—浆泵　31—洗涤浓缩机　32—中浓浆泵　33—漂白后纸浆贮塔

全生产线的每段漂白段漂后纸浆均采用真空洗浆机洗涤并浓缩，共 9 台。真空洗浆机喂料浓度 1%，出浆浓度 14%，稀释因子 2.5，主传动电机为变频调速电机。

2. 中浓浆泵

由于全生产线由中浓漂白段组合，因此进入各段漂白塔的纸浆必须由中浓浆泵输送，共 5 台，出浆浓度≥14%，并具有一定的扬程，考虑到 O 段的漂白塔塔顶压力为 0.4～0.6MPa，则对 O 段的中浓浆泵要求最高，需具有 0.9MPa 以上的输出压力，即应具有约 900kPa 以上的扬程，对其他三段中浓浆泵的输出压力要求就低些，因为 C/D 段及 D 段漂白塔均为常压，而 E_O 段漂白塔压力也不高，但考虑到管阻损失及中浓高剪切混合器的阻力损失，也需要≥0.6MPa 的输出压力，输出能力由漂白生产线产量决定。

3. 中浓高剪切混合器

共 5 台，其中 2 台用于 C/D 段，纸浆与 ClO_2 及 Cl_2 分开混合，因此需 2 台中浓高剪切混合器，进浆浓度≥14%，使中浓纸浆与化学药品通过高强湍动达到完全的混合，处理能力由漂白生产线产量决定。

4. 氧反应塔

升流式，带压，塔顶部压力在 0.4～0.6MPa，材质用 SS316L，纸浆漂白后在塔顶喷放排出，塔的容积由工艺条件决定。

5. C/D 漂白塔

升流式，常压，材质可用碳钢衬防腐砖，或用钛钢与碳钢的复合钢板，纸浆漂白后在塔顶溢流稀释排出，塔的容积由工艺条件决定。

6. E_O 碱处理塔

升-降流式，可采用中浓二氧化氯漂白塔或中浓过氧化氢漂白塔的形式。由于加入部分氧也是带压，一般有 0.2～0.3MPa，材质用 SS316L，由工艺条件确定塔的容积。

7. D 漂白塔

升-降流式，升流管材质用玻璃钢或钛-碳钢复合钢板，降流塔材质为碳钢内衬防腐砖，或钛-碳钢复合钢板，同样由工艺条件确定塔的容积。

二、无元素氯（ECF）漂白流程及设备

随着各国环保政策越来越严格，对漂白废液中 AOX 的排放量均实行了限制。20 世纪 90

年代以来，国外很多少氯漂白的程序纷纷改为无元素氯的漂白程序，上节讨论的 OC/DE_OD 短流程及 OC/DE_ODD（参看图 7-2）等改为 ODE_OD 及 $ODE_OD_1D_2$。除了这两种漂白程序外，无元素氯漂白程序还有 OD_ODED、ODE_ODED 及 OZE_OD 等（参看表 7-2）。

（一）流程

下面以 ODE_ODD 漂白程序为例，讨论无元素氯漂白生产线的流程及关键设备。

ODE_ODD 漂白生产线，由 O 段、D 段、E_O 段、D_1 段及 D_2 段组合而成，其流程由图7-53所示。

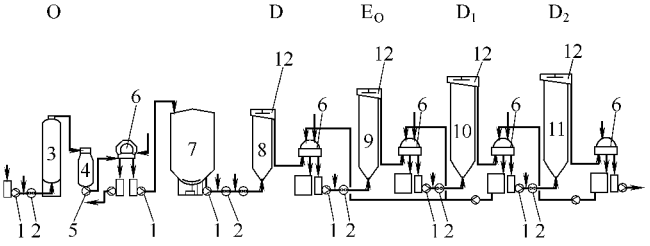


图 7-53　O—D—E_O—D_1—D_2 多段漂白生产线

1—中浓浆泵　2—中浓高剪切混合器　3—O 段漂白塔（升流式）　4—喷放塔　5—浆泵　6—洗浆机　7—中浓贮浆塔　8—D 段漂白塔（升流式）　9—E_O 段碱处理塔　10—D_1 段漂白塔（升流式）　11—D_2 段漂白塔（升流式）　12—塔顶稀释槽的排浆装置

经氧脱木素后的纸浆贮于高浓塔中，用热水稀释后由中浓浆泵送至中浓混合器，与二氧化氯发生器来的 ClO_2 混合后进入 D 段漂白塔（即原 C/D 段漂白塔）进行“氯化”反应，纸浆漂后经塔顶排出，并经洗浆机洗涤，排去酸性废液，洗涤后纸浆又与适量 NaOH 混合后又用中浓浆泵输送至中浓高剪切混合器，通氧混合后送至强化碱处理塔（E_O 塔），经碱处理后，E_O 段废液经贮槽送至 ClO_2 预热器回收热能，碱性废液从预热器排出，纸浆在塔顶用热白液或热水（来自 E_O 段洗涤水加热器）洗涤后与 ClO_2 混合后进入 D_1 漂白塔漂白，纸浆在 D_1 漂白塔漂白后在 D_1 漂白塔顶添加 NaOH 液喷淋，滤液经 D_1 滤液槽送到 D 段漂白塔作洗涤用水，在 D_1 塔顶洗涤后纸浆经中浓浆泵与 ClO_2 混合后送 D_2 漂白塔。在 D_2 漂白段顶部用热水洗涤，滤液经 D_2 滤液槽后送 D_1 段塔顶部作洗涤水用。D_2 段漂白后纸浆送贮槽备用。

（二）关键设备配置

$ODE_OD_1D_2$ 无元素氯漂白流程与 OC/DE_OD 短流程相比，在设备配置上基本上相似。只不过 C/D 段改为 D 段，另外增加 D_2 段。因此 D 段漂白塔可由升流式改为升-降流式，与其他 D 段的结构形式及尺寸一样，并可减少一台中浓高剪切混合器，D_2 段的漂白塔也可取与 D_1 段完全一样的结构形式及尺寸。由于各关键设备已在各章节中另有详述，这里不再重复讨论这一无元素氯漂白生产线的关键设备。如控制得好，可使化学木浆白度达到 85% ISO 以上，如果经 O 段后纸浆脱木素程度能达 45% 以上，经后面 4 段漂白后，化学木浆白度还可达到 90% ISO，白度比较稳定。

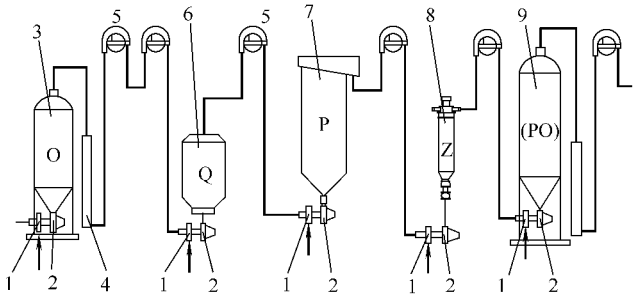


图 7-54　OQPZ 全无氯漂白生产线

1—中浓浆泵　2—中浓高剪切混合器　3—氧漂白塔（升流式）　4—喷放塔　5—洗涤浓缩机　6—螯合剂处理塔　7—过氧化氢漂白塔（升流）　8—臭氧漂白塔　9—在氧压下过氧化氢漂白塔

三、全无氯（TCF）漂白程序的组合及关键设备

生产上已应用的全无氯高白度漂白的漂白剂，基本上是氧（O），

臭氧（Z）和过氧化氢（P）。但O段、Z段及P段如何组合，将会影响到漂白结果。几组常用的组合方案为：

（1）OQP和OQPZ漂白系统。组合程序中Q为螯合剂处理段，利用OQP漂白系统，针叶木硫酸盐浆漂后白度可达70%～75%，如果增加Z段，纸浆白度就可达80%以上。OQPZ漂白系统如图7-54所示。

（2）OQ（PO）漂白系统。与OQP比较，只不过用（PO）代替P，（PO）是在氧压下进行过氧化氢漂白，因此（PO）漂白塔是带压的。

（3）OQ（EOP）（ZQ）（PO）漂白系统。是目前用来进行TCF全无氯漂白浆的典型流程，经这一漂白系统漂白后，可取得高白度纸浆。还有其他TCF漂白程序的组合就不一一列举。现就OQ（E_OP）（ZQ）（PO）漂白系统为实例，讨论TCF漂白系统的流程及关键设备。

（一）流程

OQ（E_OP）（ZQ）（PO）漂白系统的流程如图7-55所示。

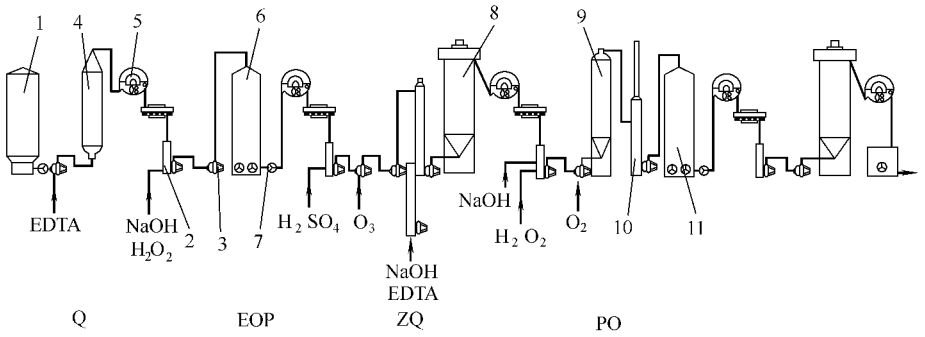


图7-55　OQ（E_OP）（ZQ）（PO）全无氯漂白生产线

1—中浓贮浆塔　2—中浓浆泵　3—中浓混合器　4—整合剂处理塔　5—洗涤浓缩机　6—E_OP处理塔　7—浆泵　8—臭氧漂白塔　9—在氧压下过氧化氢漂白塔　10—喷放塔　11—贮浆塔（图中氧漂白段没有标注出来）

纸浆经过氧脱木素后（O段）送入中浓贮浆塔，由塔底的中浓浆泵抽出并与螯合剂EDTA混合，然后被送入Q段升流处理塔进行螯合处理；经洗涤浓缩后掉入EOP段中浓浆泵立管，经碱性调节后在氧压条件下进行碱处理；纸浆在洗涤浓缩后进入ZQ段，即进行臭氧漂白，臭氧漂白同样是在中浓条件下采用升流方式；最后，纸浆在氧压条件下进行过氧化氢漂白。

（二）关键设备

Q（EOP）（ZQ）（PO）漂白系统的关键设备主要有：中浓氧漂白塔、中浓臭氧漂白塔真空洗浆机或压力洗浆机、（洗涤并浓缩纸浆）、中浓过氧化氢漂白塔、中浓整合剂处理塔，以上均为升流塔；碱处理塔（降流式）、中浓浆泵、中浓高剪切混合器等。

第八节　中高浓纸浆漂白系统的辅助设备

一、洗　浆　机

在多段漂白系统中，每经过一段漂白后，都需经过一次彻底的洗涤，以除去反应产物及

残余漂白剂。常用的洗涤浓缩机已在第五章中做了讨论，但应用于漂白系统时，还需注意洗浆机种类的选择及安装的位置。

真空洗浆机通常需安装在 10m 以上高度的楼面上，所以大多数应用于采用降流塔的漂白段，在纸浆进塔前的洗浆机多选用真空洗浆机；对于采用升流塔的漂白段，进塔前的洗浆机可选用对安装位置无特殊要求的洗浆机，对低浓升流漂白塔，可采用落差式浓缩机；对中浓升流漂白塔，可选用压力洗涤浓缩机、鼓式置换洗涤机等。用于置换洗涤的多环式洗浆机通常装设在升流塔的塔顶，它可简化流程，减少建筑费用，降低水耗和电耗。对高浓降流漂白塔，那就必须在塔顶楼面上安装双网挤浆机、压力挤浆机、双辊挤浆机等洗涤设备。

二、疏　解　机

疏解机是用于分散成片状或团状的中高浓纸浆，其结构如图 7-56 所示。通过双网挤浆机或其他浓缩设备的成片状（团状）纸浆，进入定刀与动刀所组成的间隙，受到高速回转的动力剪切作用被疏解分散，成为松散状纤维悬浮体，有利于输送。

疏解机的动刀有多种形式，在回转辊表面上焊上有规则排列的棒条或钉子，也可以在回转辊表面上焊上螺旋刀片。动刀设计的关键是棒条的排列规则，以及动刀与定刀的相互间隙。

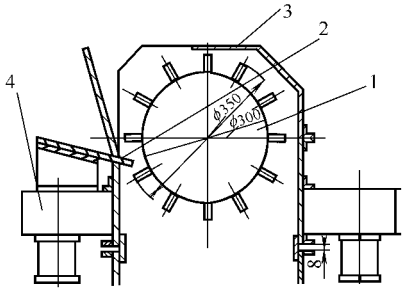


图 7-56　疏解机

1—动刀　2—定刀　3—外壳　4—支撑架

三、针　形　阀

稀释环上的针形阀是各种降流塔的一个主要配件，用于塔底部的稀释注水，有时也用于升流漂白塔塔顶的稀释环上，它由一个单向阀与注水喷嘴组成，如图 7-57 所示。当阀体内的水压低于某一范围时，阀头借弹簧之力紧压在喷嘴上，阀体处于关闭状态，阻止塔内纸浆倒流入阀体。若阀内压力足以克服弹簧之力时，橡胶隔膜活塞被推退后，喷水口被打开，针阀开始往塔内注水。注水压力和流量可通过弹簧的压力调节，特别是用于带压力的漂白塔，弹簧的压力调节就更为重要。

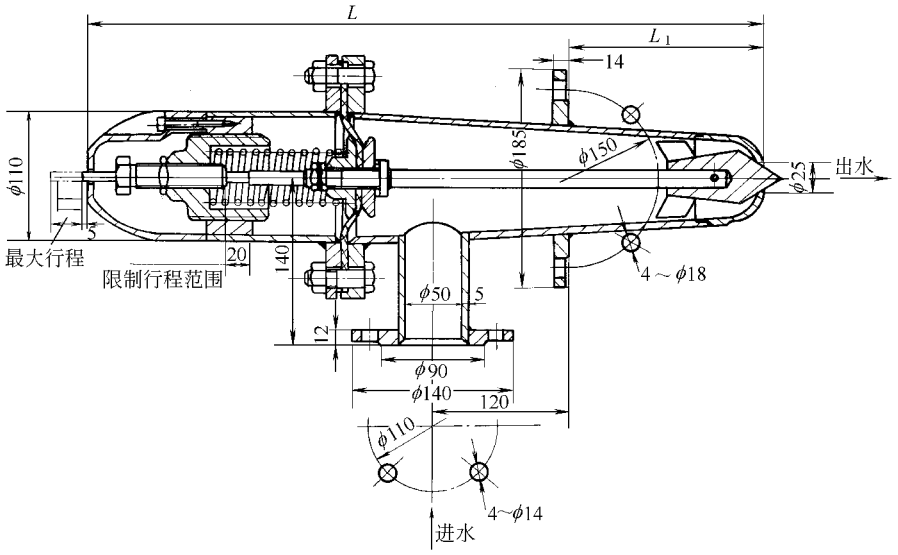


图 7-57　针形阀

四、循环推进器

用于降流塔底的循环推进器也是漂白塔的一台辅助设备，常用的国产循环推进器有 ZPF 型螺旋桨式推进器和 ZPF 型轴流式推进器，放在第八章详细讨论。但在使用中应注意到轴流式推进器的叶轮圆盘面较大的特点，虽然效率较高，可以加剧纸浆的循环和混合，但往往也会加剧纤维的絮聚，不适应混合长纤维的纸浆。对长纤维的纸浆漂白塔，只能应用螺旋桨式推进器。

第九节　漂白设备的防腐蚀

一、漂白设备的防腐蚀

漂白过程中所用的含氯漂剂及漂后废液，都具有很强烈的腐蚀性。ClO_2 腐蚀性比 Cl_2 的腐蚀性大，湿氯气或气态 ClO_2 的腐蚀性比液态大得多，故 C 段和 D 段漂塔顶部和洗浆机气罩的腐蚀也比其他部位严重。

E 段的碱性最强，且不存在氧化剂，故其腐蚀性最小；H 段是在碱性条件下进行漂白的，故腐蚀性较弱，但当 E 段加入 O_2 和次氯酸盐时，腐蚀性就大得多。

对不同化学木浆 CEH 传统多段漂白废液的温度、pH 值、残氯和氯化物中的氯离子浓度等数据见表 7-18，从表可以看出，CEH 传统多段漂白废液的腐蚀性也很明显。

因此，在纸浆漂白生产线中有关设备的防腐蚀是相当重要的问题，必须根据所用漂白剂对设备的不同腐蚀程度，采用相应的设备材质。

表 7-18　　三种不同化学木浆 CEH 传统多段漂白废水的物理化学特性

漂白废水的物理化学特性	针叶木硫酸盐浆				阔叶木硫酸盐浆				针叶木亚硫酸盐浆			
	C	E_1	H	D_1	C	E_1	H	D_1	C	E_1	H	D_1
pH 值	2.1	10.3	10	2.5	2.3	10.5	10.3	2.3	2.7	10.1	9.5	2.5
温度/℃	20	48	37	61	13	43	36	51	16	36	34	37
残氯/（kg/t 浆）	4.0	—	1.2	0.9	2.0	—	0.7	0.2	1.2	—	2.0	1.5
氯化物中的氯离子浓度/（mg/kg）	1000	850	1450	550	650	400	900	250	500	250	500	550

二、常用耐腐蚀金属材料

（一）不锈钢

一般泛指的不锈钢是不锈钢、耐酸钢、耐热钢的通称。严格来说，不锈钢是在空气中不锈，耐酸钢是在某些化学腐蚀介质中抗腐蚀的钢；耐热钢抗高温氧化、蠕变。耐酸钢、耐热钢一般均具有不锈的性质。

（1）304 钢。304 钢对硝酸、冷磷酸及其他无机酸、许多盐及碱的溶液、有机酸、海水、蒸汽、湿空气和一系列石油产品的耐腐蚀性好。对硫酸、盐酸、氢氟酸、溴、沸腾的蚁酸、草酸、工业铬酸，融溶的苛性钾及碳酸钠等化学稳定性差。此外 304 钢由于含碳量低，抗晶

间腐蚀性能较 1Cr18Ni9 好。0Cr18Ni9Ti 抗晶间腐蚀性能更好。

（2）316，316L。316 及 316L 钢对硝酸（浓度 15％以下）、室温的硫酸（浓度 50％以下）和盐酸（浓度 20％以下）、碱溶液、沸腾的磷酸、蚁酸、加压下的亚硫酸及 SO_2、海水、湿蒸汽耐腐蚀性高。

（二）有色金属

1. 铝及铝合金

铝在大气中和淡水中耐腐蚀性很高，但在海水中不耐腐蚀。铝在硝酸中，当浓度大于 30％时腐蚀速度随浓度增加而减小，当浓度超过 99％时稳定性很高，超过 1Cr18Ni9。铝在稀硫酸或发烟硫酸中稳定，在中等和高浓度的硫酸中不稳定。铝在盐酸和碱中不耐腐蚀。

2. 铜及铜合金

（1）铜。铜在稀的和中等以下浓度的盐酸、硫酸以及柠檬中有较高的稳定性。浓度大于 50％、温度高于 60℃ 的硫酸对铜的腐蚀严重，通常铜不用于硫酸中。铜在盐酸中腐蚀速度比在硫酸中的大，在氢氟酸中较稳定。室温下，铜在任何浓度下的醋酸中均稳定。氧化性酸（硝酸及铬酸）对铜有强烈作用，在室温下，各种浓度的硝酸均可使铜迅速腐蚀，生成 $Cu(NO_3)_2$。在苛性碱及中性盐溶液中，铜相当稳定。在氨、铵盐及氰化钾水溶液中均强烈腐蚀。在有 Cl_2、Br_2、I_2、SO_2、H_2S、CO_2 的气体中，铜也受腐蚀。

（2）青铜。青铜的耐腐蚀性能与纯铜相似。铝青铜的耐腐蚀性能比纯铜和锡青铜好，它在非氧化性的酸类，如盐酸、磷酸、醋酸、柠檬酸和其他有机酸中是耐腐蚀的。

（3）黄铜。在大气中黄铜腐蚀非常缓慢。在水中，氟化物对黄铜的影响很小，氯化物影响较大，碘化物影响严重。盐酸和硝酸对黄铜腐蚀严重，但硫酸对铜的作用较缓和。黄铜可耐 NaOH 溶液。

3. 钛

钛具有相对密度小、强度高、耐蚀性高、难熔等特点，在许多强侵蚀介质、高温、高压等条件下，一般非金属和不锈钢远远满足不了要求，钛却能够胜任，因此钛是一种有发展前途的新型化工耐蚀金属材料。我国钛资源较丰富，应大力开展试用推广工作。

（三）钛的物理机械性能

钛是一种熔点高、密度小（约为铁的 60％），热导率小（纯铝的 1/16，纯铁的 1/6），热膨胀系数小（约为奥氏体不锈钢的 50％）的金属。钛具有较高的强度极限和屈服极限，但相对于不锈钢，它的塑性较差。

钛是一种化学活性高的金属，其标准电极电位为 $-1.21V$。它与氧结合生成的惰性氧化膜的稳定性，远高于铝及不锈钢的氧化膜，而且受机械损伤后能很快修复，故对很多活性介质极耐腐蚀。尤其对氧化性介质、含氯、氯化物及氯酸盐等物质，其耐蚀性超过高铬镍不锈钢及镍钼合金等。

钛在非氧化性介质中耐腐蚀性差，这是因为这些介质能侵蚀覆盖在钛表面上的极坚固的保护膜。若在介质中加入氧化性抑制剂，如硝酸，则会降低介质的腐蚀作用，甚至会使介质不产生腐蚀作用，因氧化性抑制剂能修复氧化膜，并使钛表面纯化。钛不适于氢氟酸。

一般情况下，钛不产生腐蚀，也不产生晶间腐蚀（氧化氮含量大于 20％的发烟硝酸例外）。在许多介质中（发烟硝酸例外），特别在金属氯化物中，未发现钛有应力腐蚀破裂。钛能抗腐蚀疲劳，但有缝隙腐蚀，特别是在湿氯气中。钛的耐腐蚀和不耐腐蚀的介质列于表 7-19 中。

表 7-19　　钛的耐腐蚀和不耐腐蚀的介质

耐腐蚀的	不耐腐蚀的	耐腐蚀的	不耐腐蚀的	耐腐蚀的	不耐腐蚀的
硝酸，铬酸	赤色发烟硝酸	王水，乳酸	沸腾蚁酸	潮湿氯气	氟化物
醋酸、蚁酸	氢氟酸，草酸	无机氯化物	三氯醋酸	二氧化氯	溴
＜10％硫酸	＞10％硫酸	次、亚氯酸盐	10％以上三氯化铝	熔融硫	
＜5％盐酸	＞5％盐酸	熔融尿素	35°以上磷酸		

三、常用的耐腐蚀非金属材料

非金属材料在耐腐蚀方面有其优点，但往往耐温差、强度低。因此在选择非金属材料时，要考虑下面各点：① 所选材料在工艺要求的温度和浓度下是否耐介质腐蚀；② 在要求的温度下，所选材料的强度和刚度如何；③ 能否承受在操作时的介质压力；④ 是否会污染介质或与介质中各化学物质起化学作用；⑤ 能否满足承受工艺上可能出现的冲击振动；⑥ 所选材料是否用于传热（非金属材料中只有石墨导热性较好）；⑦ 施工、维修是否方便；⑧ 要考虑使用寿命及价格。

（一）漂白车间常用的非金属耐腐蚀材料

（1）各种工程塑料。漂白车间常用的工程塑料包括：硬聚氯乙烯塑料（简称硬 PVC），软聚氯乙烯塑料（简称软 PVC），聚偏二氟乙烯（简称 PVDF 或 PVF_2），聚四氟乙烯塑料（简称 F-4）；聚丙烯（简称 PP）及聚乙烯塑料（PF）等。

（2）各种耐腐蚀衬里。如硬质橡胶衬里，耐酸砖衬里和玻璃钢衬里等。玻璃钢包括呋喃树脂玻璃钢、酚醛树脂玻璃钢和聚酯树脂玻璃钢等。国产 3301 双酚 A 不饱和聚酯树脂是一种优良的耐 ClO_2、Cl_2 和 H_2O_2 腐蚀的树脂。

（二）漂白车间常用非金属耐腐蚀材料的特性

漂白车间常用非金属耐腐蚀材料的特性如表 7-20 及表 7-21 所示。

表 7-20　　塑料耐腐蚀特性

序号	防腐材料	适用温度/℃	优　点	缺　点
1	硬聚氯乙烯（硬 PVC）	－15～＋60（不受负荷可达＋90）	能耐大部分酸、碱、盐、碳氢化合物、有机溶剂等介质的腐蚀，对中等浓度的酸碱耐蚀性最好	1. 不耐强氧化剂（如浓硝酸、发烟硫酸等）芳香族（如苯、二甲苯等）、氯代碳氢化合物（如二氯乙烷、氯化苯等）和酮类介质 2. 耐温性差；机械强度低，不耐冲击 3. 导热系数小；线膨胀系数小
2	软聚氯乙烯（软 PVC）	80	1. 耐腐蚀性良好 2. 较富弹性，可耐一定冲击	不宜用于负压衬里
3	聚丙烯塑料（PP）	－10～＋120	1. 耐酸碱腐蚀性好，耐溶剂性（特别是丙酮，乙醇等极性溶剂）好 2. 耐温比硬聚氯乙烯高 3. 无毒；价格较低	1. 不耐发烟硫酸、浓硝酸、氯磺酸等强氧化性介质 2. 热膨胀系数大（比硬聚氯乙烯大一倍以上） 3. 成型收缩率较大 4. 低温时性脆 5. 热成型困难（软化区很窄） 6. 刚度较差

续表

序号	防腐材料	适用温度/℃	优　　点	缺　　点
4	聚四氟乙烯塑料（F-4）	－195～＋250	1. 耐化学腐蚀性好 2. 耐温性好 3. 吸水性极小，不粘性好 4. 电绝缘性好 5. 摩擦因数低，自润滑性好	1. 强度及刚度较差，受外力作用易蠕变 2. 热膨胀系数大，导热性差 3. 未加填料时耐磨性差 4. 加工性能及黏结性能差，高温下不流动，熔融黏度极大，难于焊接
5	聚乙烯塑料（PF）	－70～＋80	1. 耐化学腐蚀性好 2. 耐磨 3. 吸水性极小 4. 电绝缘性好 5. 无毒 6. 价格较低	1. 不耐浓硝酸，在较高温度下溶于脂肪族、芳香族及其他卤素衍生物 2. 黏结困难 3. 耐温较低 4. 强度低，刚性差

表 7-21　　玻璃钢的耐腐蚀特性

序号	防腐材料	适用温度/℃	优　　点	缺　　点
1	玻璃钢	随品种而定	1. 耐化学腐蚀性较好 2. 质轻，比强度（抗拉强度/相对密度）高于铝合金，与高级金属钢相仿 3. 耐温尚高（但衬里用于 100℃以下） 4. 电绝缘性好 5. 施工方便，周期短，造价较低	1. 弹性模数低，整体刚性较差 2. 衬里遇高温度易脱层，负压高易抽瘪 3. 手糊法质量不稳定 4. 有些固化剂、交联剂有毒 5. 光照有老化现象 6. 耐磨性较差
2	酚醛树脂玻璃钢	120	1. 耐酸、耐溶剂性好 2. 成本较低	1. 耐碱性差 2. 收缩率较大 3. 机械性能较差
3	呋喃树脂玻璃钢（糠酮、糠醇、糠酮—甲醛）	＜180	1. 耐酸、碱、溶剂性好 2. 耐较高温度	1. 机械强度较差 2. 性脆、与钢壳黏结力差 3. 工艺性差
4	聚酯树脂玻璃钢	90	1. 耐稀酸性、耐油性好，尤以双酚 A 型耐腐蚀较好 2. 施工方便（可冷固化） 3. 韧性好 4. 机械性能较好 5. 品种多	1. 耐温较差 2. 收缩率大 3. 耐碱性差（双酚 A 型可耐稀碱） 4. 常用的交联剂苯乙烯有毒
5	环氧—酚醛玻璃钢	＜100～140	耐酸、碱及溶剂性均较好	耐温较酚醛低
6	环氧—呋喃玻璃钢	＜100～180	1. 耐酸、碱、溶剂性均较好 2. 改善了呋喃性脆、黏结力差的缺点 3. 比环氧玻璃钢造价低	耐温较呋喃低

四、漂白设备的材料选择

由于漂白设备常处于腐蚀性介质中工作，因此对于漂白设备的材料选择就十分重要。在材料选择时，要考虑设备工作条件下与材料耐腐蚀性能关系，特别在下列三个方面：① 温度。通常腐蚀速度随温度升高而增大；② 压力。压力越高，对材料耐腐蚀性要求也越高。在承受压力的设备中，可能产生晶向腐蚀，应力腐蚀；缝隙腐蚀，腐蚀疲劳等。③ 介质腐蚀性。介质腐蚀程度越高，对材料要求也同样越高。

漂白系统及漂白剂制备系统的设备及其附属装置的常用材料分别见表 7-22 及表 7-23。

表 7-22　　漂白设备及其附属装置的材料选择

设备名称	漂白段	材料选择	设备名称	漂白段	材料选择
	C	硬橡胶衬里，镍基合金，含 4.5%钼的不锈钢		E,H,E_o,P，O	316L，304L
	C/D，D	镍基合金，钛合金，含 4.5%钼的不锈钢	塔底分散器搅拌器	C	包硬橡胶，镍基合金，含 4.5%钼的不锈钢，钛合金
	E，H，E_o，P，O	316L，304L		CD，D	镍基合金，含 4.5%钼的不锈钢，钛合金
静态混合器	C（浆与氯或氯与水）	碳钢衬聚酯玻璃钢或衬硬橡胶，钛合金		E,E_o,H,O，P	316L，304L
漂塔	C	碳钢衬聚酯玻璃钢或衬硬橡胶，混凝土衬聚酯玻璃钢，混凝土衬耐酸砖（聚酯树脂贴砖、勾缝）	洗浆设备浆槽及洗鼓	C	硬橡胶衬里，316L，含 4.5%钼的不锈钢
				CD，D	聚酯玻璃钢衬里，含 4.5%钼的不锈钢，钛合金
	E	碳钢，碳钢内衬 304L		E,E_o,H,D，P	316L，304L
	H	碳钢衬硬橡胶，混凝土衬耐酸砖（聚酯树脂贴砖、勾缝）	气罩	C,E,H,D,P	聚酯玻璃钢
	D	碳钢衬聚酯玻璃钢，混凝土衬聚酯玻璃钢，混凝土衬耐酸砖（聚酯树脂贴砖、勾缝）	喷水管	C,E,H,D,P	316L，317L，304L，含 4.5%钼的不锈钢，PVC/FRP，CPVC/FRP
			加漂剂前的浆料输送泵	C,E,E_o,H,D,P,O	铸铁泵壳，不锈钢叶轮
	E_o，O	316L，304L			
	P	316L，304L，碳钢衬聚酯玻璃钢，混凝土衬聚酯玻璃钢	管道与阀门：加漂剂前的输送管道及阀门	C，E，E_o，H，D，P，O	碳钢，304L
塔顶刮料器	C，D	316L，镍基合金，含 4.5%钼的不锈钢，钛合金			
漂后未洗浆料输送泵	C，CD，D	镍基合金，钛合金，含 4.5%钼的不锈钢	漂后未洗浆料输送管道及阀门	C，C/D，D	316L，镍基合金，含 4.5%钼的不锈钢，钢管衬聚酯玻璃钢，PVC/FRP，CPVC/FRP，PVF_2/FRP
	E，E_o，H，P，O	316L，304L			
针型阀	C，CD，D	镍基合金，钛合金，含 4.5%钼的不锈钢		E，E_o，H,P,O	316L，304L
	E，E_o，H，P	316L，304L			

表 7-23　　漂剂及其制备系统的材料选择

设备名称	材料选择	设备名称	材料选择
氯气管道及阀门	碳钢，铜	二氧化氯制备系统：二氧化氯吸收塔，氯吸收塔，氯酸钠高位槽、贮存槽，盐酸高位槽、贮存槽，二氧化氯发生器排污槽，氯酸过滤器壳体	PVC/FRP，CPVC/FRP，PVF_2/FRP，PTFE，PP 聚酯玻璃钢衬里，瓷砖，耐酸砖或玻璃衬里，镍基合金
湿氯气管道及阀门	硬质橡胶或聚酯玻璃钢衬里，镍基合金，PVC/FRP，CPVC/FRP		
次氯酸盐漂液制备设备	304L，耐碱硅酸盐水泥，硬质橡胶或聚酯玻璃钢衬里，混凝土内衬瓷砖	二氧化氯输送泵	镍基合金，钛合金，含 4.5%钼的不锈钢，聚酯玻璃钢衬里泵壳
次氯酸盐输送管道	PVC/FRP，304L，钢管衬硬橡胶	H_2O_2 贮槽、输送泵及输送管道、阀门	316L，304L，碳钢衬聚酯玻璃钢，混凝土衬聚酯玻璃钢

参 考 文 献

1　陈克复编著．中高浓制浆技术与装置．广州：华南理工大学出版社，1994

2　胡楠主编．轻工业技术装备手册．第 2 篇：制浆造纸设备，第 9 章 漂白设备（薛宗华、陈克复编），北京：机械工业出版社，1994

3　陈嘉翔编著．高效清洁制浆漂白新技术．北京：中国轻工业出版社，1996

4　C. W. Dence and D. W. Reeve，Pulp Bleaching：Principles and Practice，TAPPI Press，Atlanta 1996

5　Berry，R. M.，Pulp Pap. Can. Vol. 91，No. 4，T151，1990

6　Bennington，C. P.，Tappi J.，Vol. 76，No. 7，P77，1993

第八章　纸浆输送机械与贮存设备

第一节　纸浆在输送管道中的压头损失及浆泵扬程

一、纤维网络及纸浆浓度

（一）纸浆的纤维网络

在静止状态或流速较低时，不管浓度高低，纸浆中纤维总交织成连贯的网络，纤维网络是否稳定并具有一定的强度，其基本条件主要在以下三个方面：

1. 浓度

纤维网络全靠纤维相互交缠而成，如果纸浆中纤维含量少，纤维所交织的网络就不稳定，只有纸浆中纤维含量达到一定值以后，纤维网络就具有稳定的性质，且具有一定的强度，纸浆浓度越高，纤维含量越多，纤维网络就越稳定，所具有的强度越大。

因此，纸浆浓度是纤维网络形成的前提，也是决定纤维网络是否稳定及网络强度大小的主要因素。

实验研究表明，0.6%以下的浓度，纸浆难以形成稳定的网络，0.7%以上的浓度纸浆中所形成的纤维网络具有一定的稳定性，7%以上浓度的纸浆，纤维网络显示出明显的强度，没有一定的高强剪切力就不能使它分散。

2. 流速

纸浆在管道中的流速也是纤维网络能否稳定的条件。流速的大小体现了管壁剪切应力的大小。对一定浓度的纸浆，流速越低，纤维所形成的网络就越稳定；流速越高，作用在纤维网络表面的剪切力越大，纤维网络的稳定性就越差，网络随时都会受到破坏瓦解而分散。

3. 湍动

纸浆在湍动状态下，纤维不具有相互交织和碰撞的动力，一旦纸浆由湍动状态衰减下来，已相互交织的纤维就逐渐形成连贯稳定的网络体。

纸浆在输送过程中，通过管件，阀门和输送机械时，由于外加剪切力增大和流向发生改变，分散了纤维网络，使纸浆引起局部或全部的湍动，但纸浆离开这些局部位置以后，如果平均流速较低，纤维又重新形成连贯的网络。可以认为，纸浆在经过管路局部位置时，要经历分散纤维网络，纤维重新交织和形成稳定纤维网络三个阶段。

（二）纤维网络强度

纤维网络具有一定的剪切强度，有抵抗被分散压缩的能力，也就是说，具有一定的固体性能。纤维网络内的每根纤维都处于其他纤维强加于它的拉力作用之中，加上纤维表面相互间的摩擦力和联结力，就是纤维网络具有强度的根本原因。

纸浆浓度既是纤维网络形成的基本条件，又是纤维网络强度的基本标志。浓度越高，纤维网络的稳定性就越好，抵抗变形和分散的能力就越大，网络强度还受到纤维刚度、柔韧度、纤维长度等因素的影响，一般来说，纤维越长，越柔韧，刚度好，所形成网络的强度就越大，反之就越小。实验证明，打浆度和温度对纤维网络强度的影响不大。对工程上使用的

纸浆输送管道来说，管内纤维的交织能力已不再受管内空间的限制，管径不再影响纤维网络的强度。

纤维网络的强度大小直接影响到分散纤维网络或挤压纤维网络的作用力。因此，在纸浆输送中，网络强度就直接影响到纸浆通过浆泵、阀门、附件和直管时所消耗的压头及浆泵所需要的功率。

（三）纸浆浓度

纸浆浓度高低对纸浆流动特性影响最大，从而在纸浆输送中，也是选择输送机械和贮存设备的关键因素。

在工程上，纸浆浓度在 7% 以下时，具有较好的流动性，可用普通离心浆泵输送；纸浆浓度大于 7% 时，具有明显的黏弹性质，已基本上丧失了自身流动性。但实验证明，当纸浆浓度在 15% 以下，在高强剪切力场中，由于高强剪切应力的作用，纸浆就具有近似于水流的流动性能，实现“流体化”，可用特制的湍流离心式中浓浆泵进行输送。而浓度大于 15% 的纸浆，目前还无法通过上述的方法实现流体化而提供湍流离心式中浓浆泵输送的条件，目前只能用容积式高浓浆泵进行输送。

因此，目前在对纸浆进行输送和贮存时，就根据不同的浓度把纸浆区分为三种范围，即

浓度＜7%，称为低浓度纸浆，简称低浓浆；

浓度在 7%～15%，称为中浓度纸浆，简称中浓浆；

浓度＞15%，称为高浓度纸浆，简称高浓浆。

其相应的输送机械，就有低浓浆泵、中浓浆泵、高浓浆泵等，相应的贮存设备就有低浓浆池、中浓贮浆塔等。

二、低浓浆输送管路中压头损失的预测

关于低浓浆在管道中的流动特性，已经有多本著作及教材做详细讨论，这里就不再重述，读者如需要可阅读《造纸机湿部浆料流体动力学》（陈克复编著，轻工业出版社，1984 年版）《浆料输送与输送机械》（胡楠、陈克复编著，中国轻工业出版社 1991 年版）及《造纸原理与工程》（隆言泉主编，中国轻工业出版社 1995 年版）等著作及教材，在纸浆输送系统工程设计中，由于纸浆在输送管道中压头损失值是计算浆泵扬程的关键数据，从而也是确定浆泵功率的重要数据，因此，本节只讨论如何预测输送管路中压头损失值这一问题。

实践证明，可以通过三种途径来预测纸浆输送管路中压头损失值，即通过实验测定，查阅现有的图表和利用现有的计算公式进行计算。下面介绍相关图表和计算公式。

（一）预测压头损失的常用图表

国际造纸科技工作者进行了大量实验，得出了可用于工程设计的相关图表，如图 8-1 至图 8-8 所示。根据不同的纸浆种类和不同管理，可以用这些图表查出相应的压头损失值。为了比较，各图中还标示同样流动条件下的水流压头损失曲线。

查阅图 8-1 至图 8-8 时要注意：

（1）图中横坐标以流量（输送量）q_v（m^3/h）表示，若 q_v 以（L/min）表示或以流速 u（m/s）表示，都必须换成 q_v（m^3/h）。

（2）图中纸浆浓度限于 2%～6%，属于低浓浆输送范围，至于浓度＜2% 的纸浆，例如造机机流浆箱中纸浆，可用别的方法预测压头损失值。

（3）对于浓度刚好与图中特性曲线所表示的浓度不一样，可近似采用插入法计算。

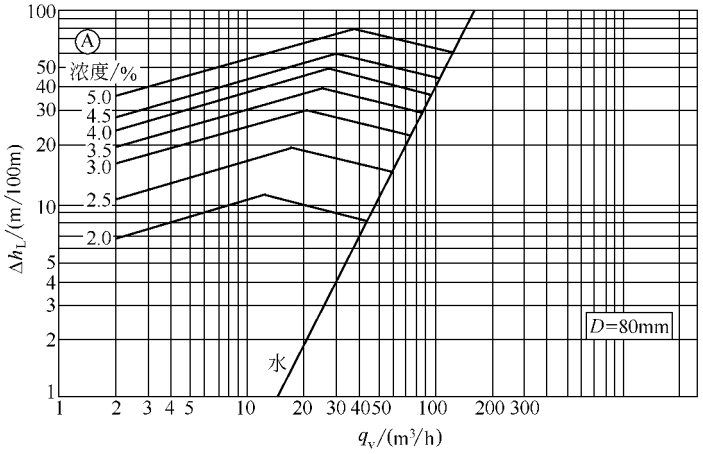


图 8-1　管内径 80mm 的压头损失值

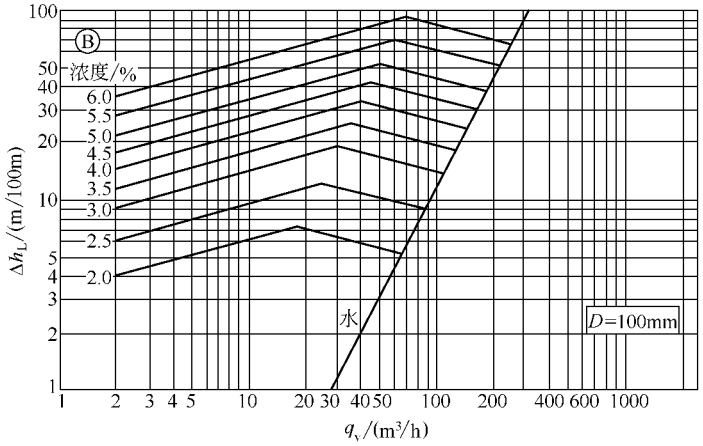


图 8-2　管内径 100mm 的压头损失值

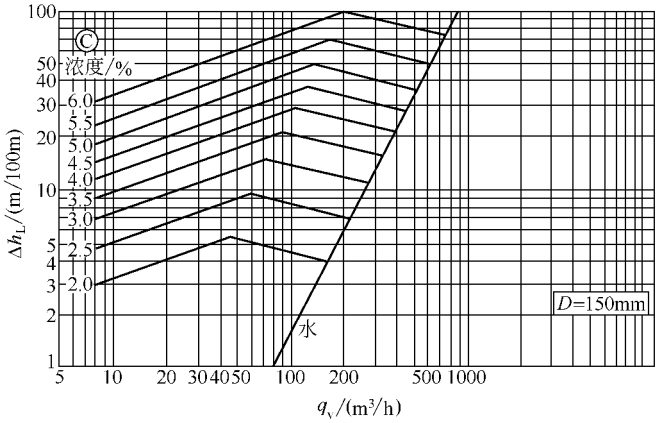


图 8-3　管内径 150mm 的压头损失值

（4）图中所示压头损失值只适用于光滑管道，例如非金属材料管，对于普通钢管或不锈钢管，应乘以 1.1。

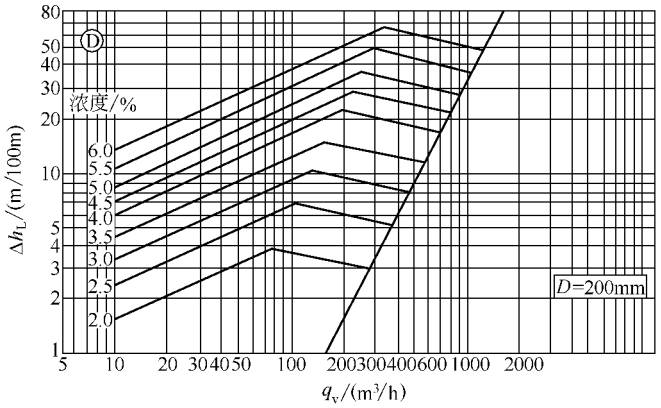


图 8-4　管内径 200mm 的压头损失值

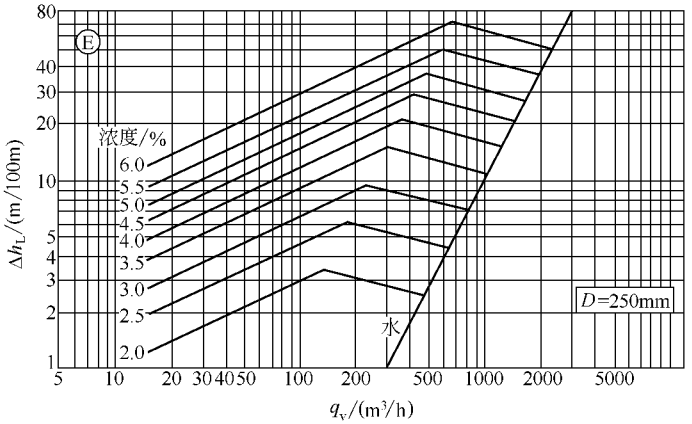


图 8-5　管内径 250mm 的压头损失值

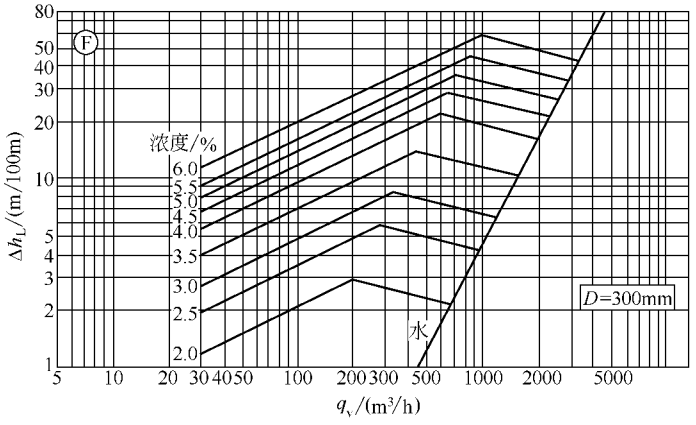


图 8-6　管内径 300mm 的压头损失值

（5）对于化学木浆、机械木浆化学非木浆及废纸浆，在同样浓度和同样流动条件下，其压头损失值是不同的，其中机械木浆的压头损失相比要大一些，而化学非木浆的要小些。因此，有资料建议，从图中查得的压头损失值，如用于机械木浆要乘以系数 1.2，如用于化学非木浆，就乘以 0.9。

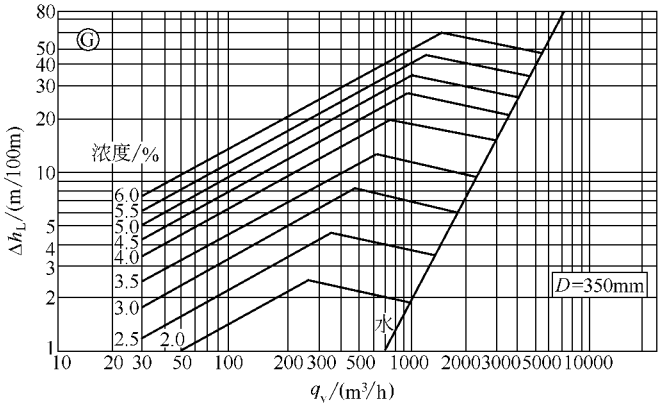


图 8-7　管内径 350mm 的压头损失值

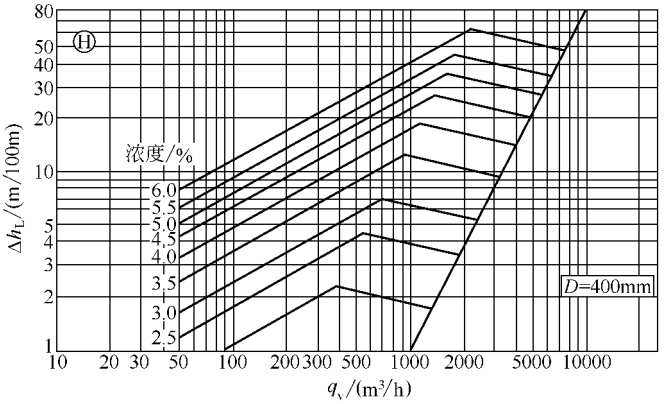


图 8-8　管内径 400mm 的压头损失值

为了便于计算和查阅，图 8-9 表示了纸浆输送管路的输浆量 q_v（m^3/h）与流速 u（m/s）及管径 d（mm）的关系。

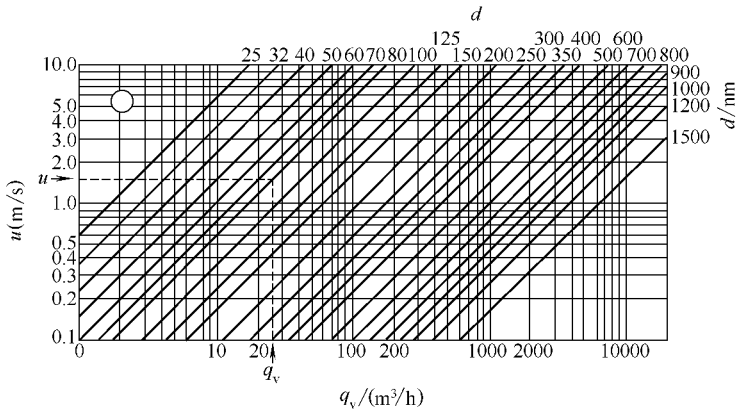


图 8-9　流量 q_v 与流速 u、管内径 d 之间的关系

每小时输浆量 q_v（m^3/h）与每天绝干浆输送吨数 m（t/d）及浓度 w（%）之间的关系如图 8-10 所示。

因此，可按下列步骤预测压头损失值：

（1）根据每天需要的绝干浆输送吨数 m（t/d）和纸浆浓度 w（%）按图 8-10 查出纸浆输出量 q_v（m^3/h）；

（2）根据纸浆输送量 q_v（m^3/h）和管道内最佳平均流速 u（m/s）按图 8-9 查出管道内径 d（mm）。在确定管道内径 d（mm）时要考虑工艺技术条件，并对 d（mm）进行修正。

（3）从图 8-1 至图 8-8 中选择与管径 d 和浓度 w 相适应的特性曲线，再根据输浆量 q_v（m^3/h）查出每 100m 管长的压头损失 Δh_L（m 浆柱或近似写为 mH_2O，简写为 m）。

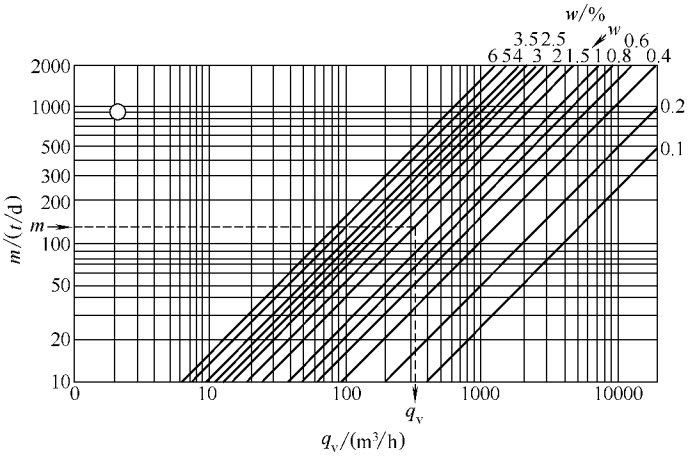


图 8-10　流量 q_v 与绝干浆输送量 m 及浓度 w 之间的关系

（4）根据管道材料类别及纸浆种类修正 Δh_L（m）值。

（5）按输浆管道的直管总长度 L（m）就可得出直管部分的总压头损失值。

（二）输浆管道的压头损失计算公式

在制浆过程的纸浆输送中，纸浆浓度均在 2% 以上，因此下面所提供的计算公式均适合于实际输送的纸浆浓度范围。但是，纸浆流动特性较为复杂，纸浆的物理特性和流动条件也对压头损失值有一定影响。因此，只有当纸浆的物理特性等与计算公式的应用范围完全符合时，应用该计算式才能得到较准确的数值，否则将会出现一定的误差。

1. 里格（Rigeel）的压头损失计算式

里格压头损失计算式由下式所示：

$$\Delta h_L = 1442 u^{0.364} w^{1.89} d^{-1.33} k_1 \tag{8-1}$$

式中　Δh_L ——每 100m 管长的压头损失值（mH_2O/100m 管长）

u ——纸浆在管道内的平均流速 m/s

d ——管内径，mm

w ——浓度，%

k_1 ——纸浆种类校正系数，由表 8-1 所示

表 8-1　　k_1 与纸浆种类的关系

纸浆种类	k_1	纸浆种类	k_1
未漂亚硫酸盐木浆	1.0	磨木浆	1.4
漂白亚硫酸盐木浆	0.9	化学机械浆	1.1
硫酸盐木浆	0.9	漂白草浆	0.9

公式 8-1 适合范围为：纸浆浓度 2%～6%；纸浆在管道内的平均流速为 0.3～3m/s。

2. 达菲（Duffy）的压头损失计算式

达菲通过试验得出了压头损失计算公式，也可供纸浆输送工程设计中参考。

（1）漂白硫酸盐木浆

$$\Delta h_L = 1295 u^{0.31} w^{1.81} d^{-1.34} \quad (8\text{-}2)$$

$(d > 100\text{mm})$

(2) 本色硫酸盐木浆

$$\Delta h_L = 1124 u^{0.33} (w - 0.65)^{1.33} d^{-1.16} \quad (8\text{-}3)$$

(3) 磨木浆

$$\Delta h_L = 71.54 u^{0.27} w^{2.37} d^{-0.85} \quad (8\text{-}4)$$

(4) 新闻纸废纸浆（配有 20% 硫酸盐木浆）

$$\Delta h_L = 113.4 u^{0.36} w^{1.91} d^{-0.82} \quad (8\text{-}5)$$

上述各式的符号代表意义与式 8-1 的相同。

（三）局部位置压头损失的预测

在纸浆输送系统工程设计中，除了考虑直管部分的压头损失外，也要考虑局部位置的压头损失值。输送系统中，一般对安装于管路中的有关配套设备及附件，生产厂家都会标明纸浆通过时的压头损失值。如果没有标明，可以按下式计算：

$$\Delta h_{\Sigma L} = \Sigma L_e \Delta h_L \quad (8\text{-}6)$$

式中 $\Delta h_{\Sigma L}$**——管道中所有附件引起的压头损失值，**mH_2O

ΣL_e**——管道中所有附件的当量长度之和，由表 8-2 所示，表中** d **为管道内直径**

表 8-2　　管道附件的当前长度 L_e

纸浆浓度/% / 附件类型	2	3	4	5	纸浆浓度/% / 附件类型	2	3	4	5
90°弯头	16d	12d	10d	6d	40°扩散管	14d	10d	6d	4d
侧流三通	24d	16d	12d	9d	浆闸门（闸板）	3.3m	2.9m	2.5m	2.1m
直流三通	2d	2d	2d	2d	旋转阀门	3.3m	2.9m	2.5m	2.1m

注：浆管为无缝钢管，阀门和闸门全开。

三、中浓浆的流动特性和压头损失值的预测

中浓浆在管道中做稳定流动时其压头损失与同样流动条件下低浓浆的压头损失相比要大得多，二者的比值随浓度 w **的幂级数的比值而增加；例如，在流速较低时，纸浆浓度由 4% 提高到 12%，即提高 3 倍，在同样流动条件下，压头损失要提高 13.5 倍。主要原因是由于浓度的提高，增大了纤维网络的强度，中浓浆在管道输送时需要消耗较大的能量来克服与管壁的摩擦阻力。**

对中浓浆输送管道压头损失值的预测常推荐下列的计算公式：

1. **波德海曼（Bodenheimer）公式**

根据波德海曼等的研究，浓度 18% 以下的纸浆可用下式来预测直管部分的压头损失：

$$\Delta h_L = 164 u^{0.15} w^{2.5} d^{-1} \quad (8\text{-}7)$$

式中的符号代表意义与式 8-1 相同。

2. **应用外推法使用低浓浆的相关计算公式**

在工程设计中，有的设计者应用上面所讨论的低浓浆压头损失计算公式外推应用到中浓浆。例如对磨木浆，用达菲的计算式为

$$\Delta h_L = 71.54 u^{0.27} w^{2.37} d^{-0.85}$$

若设 $u=0.3\text{m/s}$，$d=150\text{mm}$

那么，当浓度 $w=4\%$ 时，

$$\Delta h_L=71.5(0.3)^{0.27}(4)^{2.37}(150)^{-0.85}=19.45(\text{mH}_2\text{O 柱/100m 直管长})$$

当浓度 $w=12\%$ 时

$$\Delta h_L=71.5(0.3)^{0.27}(12)^{2.37}(150)^{-0.85}=262.8(\text{mH}_2\text{O 柱/100m 直管长})$$

可以看出，

$$\frac{\Delta h_{L2}}{\Delta h_{L1}}=\frac{w_2^{2.37}}{w_1^{2.37}}=13.51$$

对于其他种类的纸浆，同样可用低浓浆相应计算式来预测中浓浆的压头损失值。

四、浆泵的扬程

由于纸浆在输送管道中存在一定的压头损失，为了给纸浆提供相应的能量，以克服纸浆压头损失值，并同时满足输浆系统中其他工艺条件的要求。浆泵（不管是低浓浆泵、中浓浆泵及高浓浆泵）在输送纸浆时，就称浆泵输送的单位质量纸浆从进入浆泵到出口处能量的增值为浆泵的扬程，常记为 H，

单位同样以 m 浆柱或近似地以 mH_2O 表示，记为 m，可用下式确定浆泵扬程，即：

$$H=(1.1\sim1.3)(H_L+H_O+H_P+H_V) \tag{8-8}$$

式中 H_L ——为管道的总压头损失，包括整条管道的直管部分压头损失和局部位置的压头损失，以及附属流通设备的压头损失，以 m 表示

H_O ——纸浆经过输送管道系统后经压头的升高，以 m 表示

$$H_O=h_2-h_1 \tag{8-9}$$

h_2 及 h_1 ——纸浆经浆泵输送前后的液位，m

$$H_P=\frac{p_2}{r}-\frac{p_1}{r} \tag{8-10}$$

式中 H_P ——纸浆静压头的增加，以 m 表示

r ——纸浆重度（N/m^3），可取 $r=104$（N/m^3），即近似于水的重度

$$H_V=\frac{u_2^2}{2g}-\frac{u_1^2}{2g} \tag{8-11}$$

式中 H_V ——纸浆动压头

g ——重力加速度，m/s^2

u_1，u_2 ——纸浆进入输送管道系统前后的平均流速，如纸浆在输送前为静止，则有 $\Delta u=u_2$

如果属于常压输送纸浆，且忽略动压头的变化，浆泵扬程 H 就成为

$$H=(1.1\sim1.3)(H_L+H_O) \tag{8-12}$$

式 8-8 和式 8-12 中的 $1.1\sim1.3$ 为富裕量系数，可根据实际情况进行选择。

第二节　纸浆输送机械

一、输浆泵的分类及性能参数

（一）概述

本章所讨论的纸浆输送机械是指实现纸浆在管道中输送的机械，按其作用原理和结构特

点，纸浆输送机械可分为：①输浆泵；②螺旋输送机械；③风动输送机械。

本章在纸浆输送机械中只讨论输浆泵，对于螺旋输送与风动输送机械与输送固态物料的机械基本相同，读者可参阅其他有关的教材，不列入本章讨论的内容。

输浆泵简称浆泵，在制浆造纸工业中是最重要的纸浆输送机械。与纸浆按浓度分类相对应，工程上常把输送低浓纸浆的浆泵称为低浓浆泵，输送中浓纸浆的浆泵称为中浓浆泵，输送高浓纸浆的浆泵称为高浓浆泵。

在工程实际应用中，浆泵是根据其结构型式来分类的，具体的分类如表 8-3 所示。

表 8-3　　浆泵按结构型式的分类

结构型式	浆泵名称	输浆浓度	应　用　场　合
离心式	普通离心式浆泵	低浓	各种低浓纸浆输送
	冲浆泵	低浓	造纸机流浆箱流送系统
	斜浆泵	低浓	蒸煮后化学浆输送，废纸浆及木片悬浮液输送
	湍流离心式中浓浆泵	中浓	中浓纸浆（8%～15%）漂白系统，中浓纸浆输送
轴流式	轴流浆泵	低浓	低浓纸浆输送
混流式	混流浆泵	低浓	低浓纸浆输送
齿轮式	齿轮式高浓浆泵	中浓、高浓	输送中浓及高浓纸浆（15%以上）
双螺杆式	螺杆式高浓浆泵	高浓	输送高浓纸浆
单转子式	转子式高浓浆泵	高浓	输送高浓纸浆

（二）浆泵的性能参数

浆泵的主要性能参数为：①输浆浓度（w%）。②浆泵单位时间内输出的纸浆量，简称流量，体积流量的单位为 L/s 或 m^3/s 等，质量流量单位用 kg/s 或 t/min 等。③单位时间内所输送的绝干浆质量 m。④扬程 H，单位为 m。⑤浆泵转子或叶轮转速 n，单位为 r/min。⑥功率 P，指浆泵的输入功率，单位为 kW。⑦浆泵的有效功率 P_e，P_e 可由下式计算。

$$P_e=\frac{\gamma q_v H}{1000}\ (\mathrm{kW}) \tag{8-13}$$

式中　γ——纸浆重度，N/m^3

q_v——体积流量，m^3/s

⑧ 浆泵的效率 η，即有效功率 P_e 与输入功率 P 之比。

$$\eta=\frac{P_e}{P}\times 100\% \tag{8-14}$$

⑨ 吸上真空度 H_S 和浆泵允许安装高度 h_e，H_S 可由下式计算

$$H_S=h_s+\frac{v_s^2}{hg}+\Sigma h_{LS}\ (\mathrm{M}) \tag{8-15}$$

式中　h_s——浆泵允许安装高度，m

v_s——吸入口的平均流速，m/s

Σh_{LS}——纸浆在吸入管路中的压头损失，m

在工程上，为了避免汽蚀，H_S 不得超过制造厂规定的允许吸上真空度［H_S］，即

$$h_S\leqslant[H_S]-\left(\frac{v_s^2}{hg}+\Sigma h_{LS}\right) \tag{8-16}$$

浆泵的性能参数是选购浆泵及使用浆泵时所依据的数值，也是鉴别一台浆泵性能是否优良的标志。

二、低 浓 浆 泵

（一）低浓离心式浆泵

低浓离心式浆泵简称离心浆泵，由于其结构与普通离心水泵基本相同，读者可阅读胡楠、陈克复编著《浆料输送与输送机械》一书（中国轻工业出版社，1991 年）。对轴流浆泵和混流浆泵，也和轴流水泵及混流水泵基本一样，读者也可以阅读有关水泵的教科书，更进一步的知识，可阅读关醒凡编著《泵的理论与设计》（机械出版社，1987）。因此，本教材对轴流浆泵及混流浆泵就不做讨论，对普通离心浆泵只做简单介绍。

离心浆泵一般为单吸的，由泵体、叶轮、轴、轴的密封件等组成。泵体分为整体式和部分式两种；叶轮有闭式、开式和半开式三种结构形式，闭式叶轮前后侧有盖板，使流道的前后是封闭的，半开式叶轮则其一侧有完整的盖板，而开式叶轮没有盖板或侧壁，仅在叶片间设加强筋（如图 8-11 所示）。闭式叶轮按流道由中心朝圆周方向的宽度变化又可分为收缩

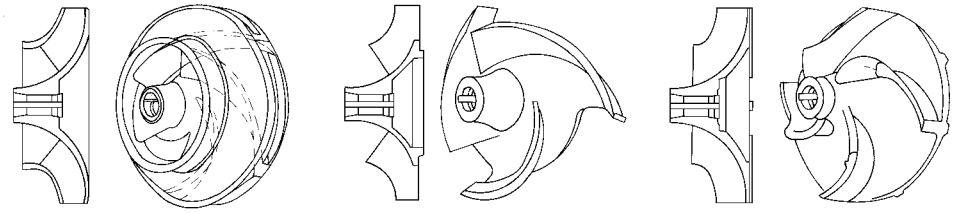


图 8-11　闭式、开式、半开式叶轮

型、平行型和扩散型三种（如图 8-12）。在选购离心浆泵时必须根据输送工艺条件，即纸浆浓度 c、纸浆种类、流量 q_v、扬程 H、安装高度 h_S 等参数来选择，但对于离心浆泵的叶轮，要根据纸浆的种类和浓度来选用叶轮结构形式。浓度低于 1.5% 的细浆，可选用收缩型的闭式叶轮，浓度高于 1.5% 的细浆，采用平行型与扩散的闭式叶轮，对浓度更高的例如 3% ～4% 的细浆，应采用扩散型的闭式或半开式叶轮，如输送粗浆或浓度接近于中浓的（例如浓度 5% ～6%）细浆，应采用开式或增压叶片的半开式叶轮。关于离心浆泵的规格与参数，可参阅生产厂家的产品样本。

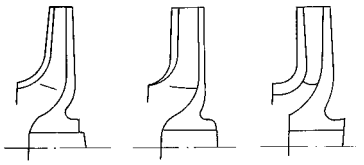


图 8-12　闭式叶轮的三种型式

（二）斜盘泵

斜盘泵又称为倾斜转子泵，是离心式粗浆泵，如图 8-13 所示，其结构及外形同卧式端吸离心式浆泵相近，只有叶轮和泵体具有特点，它适用于输送刚蒸煮出来的化学浆、木片悬浮液、废纸浆等，且输送浓度较高可达 5% ～8%，接边于中浓。

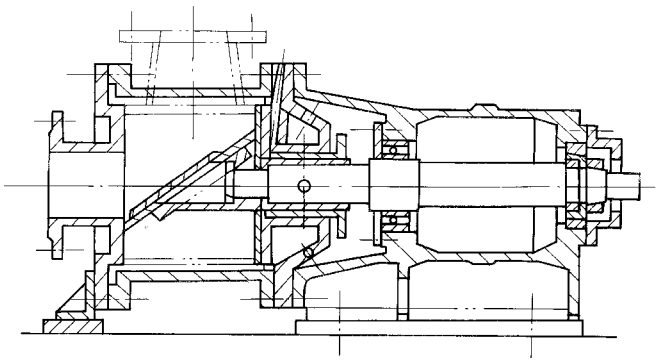


图 8-13　斜盘泵

1. 斜盘泵的叶轮和泵体

泵的叶轮和泵体具有自身的特点。叶轮是一个与泵轴线倾斜成 30°～40°角的椭圆形平

板，称为斜盘，相当于具有两个叶片的开式叶轮。叶轮旋转时对纸浆产生不同的轴向作用力，在轴间对纸浆起搅拌作用，而圆周力则使纸浆产生离心的作用，从而使纸浆获得输送扬程所必要的能量。斜盘泵的泵体更为简单，是一个圆柱形筒体，在适当方向上开长形孔作为排浆口，并接出浆管。

泵体可以是整体的，也可以是剖分式的。

2. 斜盘泵的扬程、流量及功率计算

由于斜盘泵的工作原理与离心泵相近，因此也符合离心泵的相似定律。

斜盘泵的扬程 H(m)、流量 q_v(m³/h) 功率 P(kW) 可用下列公式计算：

$$H = K_H n^2 D_2^2 \quad (m) \tag{8-17}$$

$$q_v = K_Q n D_2^2 \quad (m^3/h) \tag{8-18}$$

$$P = \frac{q_v H \gamma}{3.6 \times 10^6 \eta} \quad (kW) \tag{8-19}$$

式中 n ——泵的转速，r/min

D_2 ——斜盘在垂直于轴线的平面上投影直径，m

K_H ——系数，$K_H = (1.2 \sim 1.4)10^{-4}$

K_Q ——系数，$K_Q = 3 \sim 4.5$

η ——效率，$\eta = 0.36 \sim 0.38$

3. 斜盘泵的功能

斜盘泵不但具有输送浓度接近于中浓的粗浆的能力，而且通过适当的改造，斜盘泵还具有对纸浆疏解的能力。如果把斜盘泵做成带齿的，即斜盘旋转时在其外径周边所在的圆柱面上车出等距的环形齿沟，泵壳内镶一个带相应环形齿沟的套筒，这就说斜盘泵增加了一个十分重要的功能——粉碎与疏解作用，因此有的文献称这种带齿的斜盘泵为泵送—碎磨机。

在多数情况下，斜盘泵把输送和粉碎、疏解及混合作用结合在一起，这就是它具有一定实用价值之所在。尽管斜盘泵的输送效率低，但由于具有这种双重作用，往往是减少能耗的设备。

三、中 浓 浆 泵

(一) 中浓浆的流体化技术

纸浆中纤维对流动性的影响与固体微粒对流动性的影响极为相似，中浓浆纤维在真空作用下失水而凝成块状时其固体特性就更明显，从而使得中浓浆在没有特殊条件下不可能具有较好的流动性，低浓浆泵就不能泵送中浓浆。

要像输送低浓浆一样输送中浓浆，就必须对中浓浆施加足够的剪切应力，使纤维网络完全分散，使中浓浆完全处于湍流的状态，从而具有与水流近似的流动性。在中浓浆输送中，存在矛盾的两个方面，要使中浓浆能稳定地在管道中流动，就必须提供足够的外力，克服由于流动所引起的管壁摩擦阻力；而要给中浓浆提供足够的外力，就要给中浓浆施加足够的剪切应力，完全破坏其稳定的纤维网络，使其完全处于湍流状态，实现流体化。

中浓浆输送技术所要解决的第一个关键问题就是为何使中浓浆流体化，使其能具有与低浓浆近似的流动性。

中浓浆流体化的临界剪切应力

根据浓度 w 在中浓浆实现流体化中的关键作用，可以用下式来表达中浓浆实现流体化

的临界剪切应力 τ_d 与浓度 w 的对应关系，即

$$\tau_d = Kw^a \qquad (8\text{-}20)$$

式中 K 与 a 对特定的纸浆是常数，可通过实验测定。

芬兰的 John Gulliichsen 通过对中浓浆流体化的实验，得出了如表 8-4 所示的 K 与 a 值，并得出了如图 8-14 所示的中浓浆特性曲线图。

表 8-4　　几种中浓浆的 K，a 实验值

纸浆种类	K	a
漂白硫酸盐木浆	27.3	1.98
半漂白硫酸盐木浆	27.3	1.98
未漂白硫酸盐木浆	18.9	2.04
磨木浆	6.7	2.43

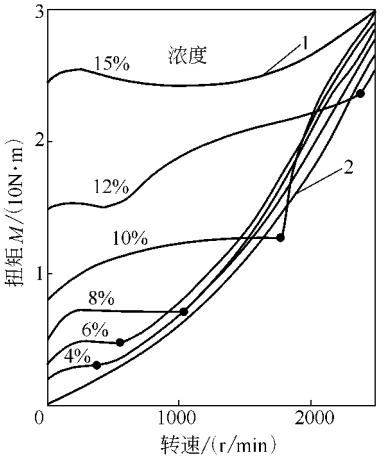


图 8-14　高强剪切力场中转子的转速与扭矩 M 的关系曲线
1—纸浆关系曲线　2—水流关系曲线

有了表 8-4，就可以利用式 8-20 计算出相关中浓浆实现流体化的临界剪切应力 τ_d。

从图 8-14 中也可以看出，当对纸浆施加高强剪切力的转子转速达到一定值时，转子所产生的临界转矩 M_d 所具有的临界剪切应力 τ_d 就足以破坏纤维网络使纸浆进入湍流区，转子转速进一步加大，与扭矩的关系曲线就与水流的基本一致，说明了已具备了与水流近似的流动特性。

陈克复等通过上述同样的中浓浆流体化实验，得出了公式 8-20 中对应于各种纸浆的 K、a 值，如表 8-5 所示，也得出如图 8-15 所示的中浓浆的特性曲线图。

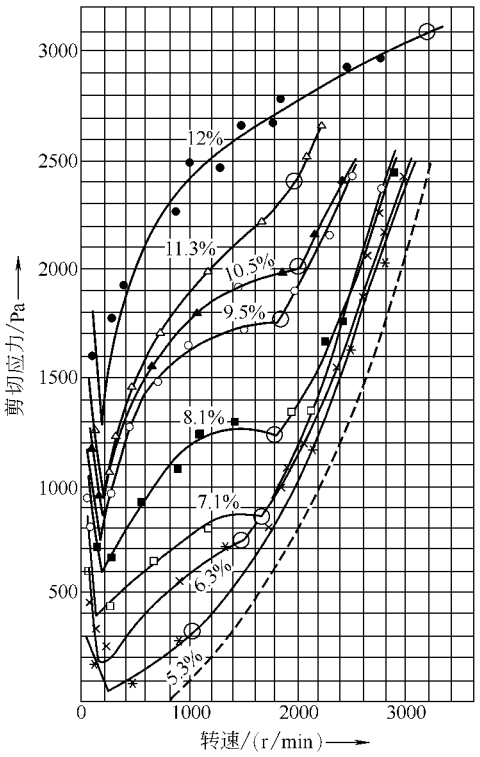


图 8-15　已漂白硫酸盐马尾松木浆 τ-n 关系曲线
- - - - 水流　—— 纸浆　○——湍流开始关

表 8-5　　7 种纸浆的 K，a 值

序号	纸浆种类	K	a
1	未漂白磨石磨木浆	0.4	3.49
2	未漂白马尾松硫酸盐木浆	5.38	2.52
3	已漂白马尾松硫酸盐木浆	5.74	2.52
4	未漂白亚硫酸盐芦苇浆	1.61	2.84
5	已漂白亚硫酸盐芦苇浆	1.7	2.76
6	未漂白稻草浆	1.35	2.90
7	未漂白废纸浆	0.15	3.80

中浓浆实现流体化的临界剪切力随纸浆浓度的提高而迅速增大，如图 8-16 与图 8-17 所示，也就是说，浓度 w 越高，为了实现中浓浆流体化，以便于输送，其施加高强剪切应力的特制转子转速就越高。这种特制转子，在中浓浆泵中，就是湍流发生器。

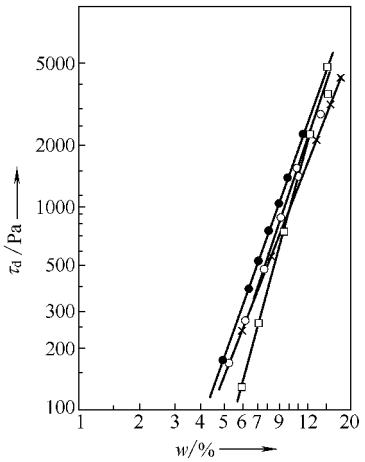


图 8-16　木浆流体化的临界剪切应力 τ_d 与浓度 w 的关系曲线

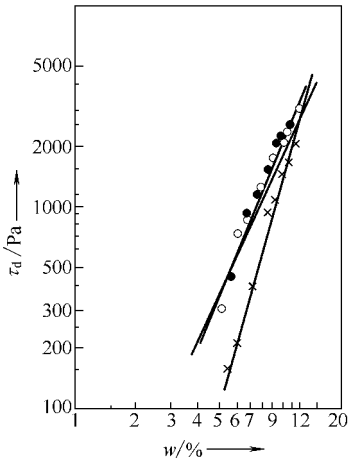


图 8-17　草浆流体化的临界剪切应力 τ_d 与浓度 w 的关系曲线

（二）中浓浆泵的结构特点

目前国内外制造的中浓浆泵主要是湍流离心式中浓浆泵，适用输送浓度 $w=7\%\sim15\%$ 的中浓纸浆。

图 8-18 所示为湍流离心式中浓浆泵（简称中浓浆泵）的外形图，从图中可以看出，中浓浆泵其实是一台输送装置，主要由四大部分组合，即贮浆立管、传动部分、脱气部分及泵送纸浆部分。图 8-19 为中浓浆泵的泵送纸浆部分结构简图，它具有的主要部件有湍流发生器、叶轮、机械密封脱气管等。

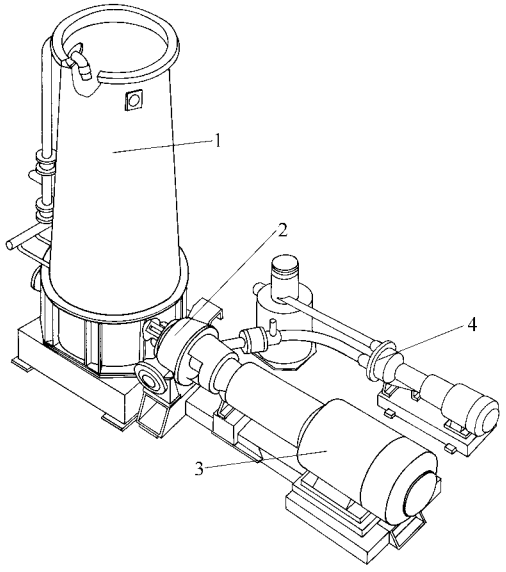


图 8-18　中浓浆泵外形图
1—贮浆立管　2—泵送纸浆部分
3—传动部分　4—脱气部分

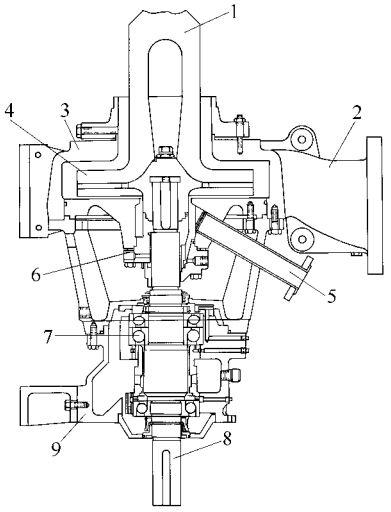


图 8-19　中浓浆泵结构简图
1—湍流发生器　2—泵壳出浆口　3—泵体
4—叶轮　5—脱气出口　6—机械密封
7—轴承　8—转动　9—轴承座支架

1. 湍流发生器

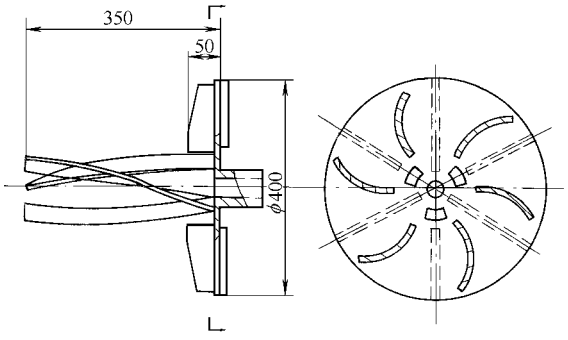
湍流发生器是由装在主轴上的三片伸入进浆管内呈螺旋形的后倾叶片和进浆管壁上的若

干块半圆形凸筋组成。这种湍流发生器在较高转速下（例如：2000r/min 以上），对本身丧失自由流动性能的中浓纸浆产生高强剪切作用，使它实现流体化，具有近似于水流的特性。在湍流发生器作用下，纸浆在做高速环向流动和高频径向脉动的同时产生径向流动，中浓纸浆在此区域中处于三维湍流状态。

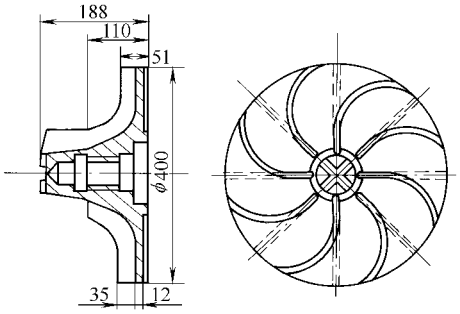
2. 叶轮

叶轮使中浓纸浆继续保持湍流状态，并使纸浆获得动能，也就是说，叶轮把机械能传递给纸浆，使纸浆具有足够的动能。叶轮一般设计成具有前倾叶片的型式，利用纸浆在泵腔内产生旋流使纸浆继续流体化，并防止了纸浆在泵内堵塞。

图 8-20 所示为国外中浓浆泵的叶轮，图中（a）为瑞典卡米尔公司制造的叶轮结构，它把湍流发生器与叶轮设计成一体，而图中（b）为瑞典松茨公司的叶轮结构，其叶轮与湍流发生器是分开的。



(a) 卡米尔公司中浓浆泵叶轮

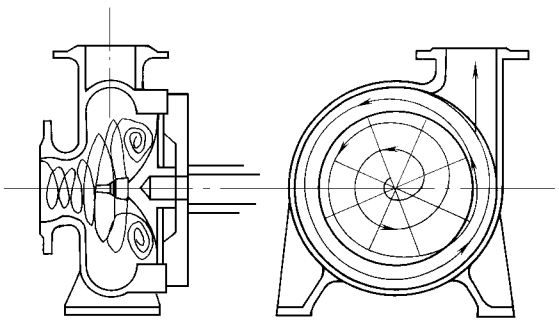


(b) 松茨公司中浓浆泵叶轮

图 8-20　国外中浓浆泵叶轮

3. 脱气装置

中浓纸浆中含有大量空气，它会在浆泵叶轮中心处积聚，若不随时排出就会影响泵的正常运行。图 8-19 中 5 脱气出口与真空泵抽气管相连，把积聚在叶轮中心的空气排出，参阅图 8-18。


图 8-21　旋流泵的水流原理图

4. 泵体

中浓浆泵一般采用旋流泵的离心泵体作为泵体。旋流泵的主要特点是圆柱形泵壳和开式叶轮，叶轮同心安装在泵壳内一侧，进入泵内的所输送流体介质能做环向流动。从图 8-21 中可以看出，进入泵入口处的流体介质一开始就呈纯漩涡状，并通过整个泵内腔传播开来，因而促使流体介质在泵内逐渐加速，流体介质在叶轮作用下就可继续保持湍流状。采用这种泵体作为中浓浆泵的泵体，和叶轮一起，稍做修改，就能使离开湍流发生器的中浓纸浆保持湍流状态，并连续不断地获得动能，为正常输送创造了条件。

（三）中浓浆泵的工作原理

离心泵输送流体的先决条件是流体本身具有很好的流动性，想用离心式浆泵输送中浓纸浆，首先就要使中浓纸浆流体化，因此，所有的中浓浆泵均在入口处装有湍流发生器，在湍流发生器的作用之下，中浓纸浆在进浆泵之前就已处于湍流状态，实现了流体化。但是，置身于装有湍流发生器的浆泵入口处的中浓纸浆，尽管已实现了流体化，但一旦离开湍流发生器的作用区域，或湍流发生器停止运转，中浓纸浆的纤维就会重新交织成网络塞体，在极短

的时间内湍动强度完全衰减，而且中浓纸浆的气体含量又高，离心浆泵又无法输送了。可以说，解决中浓纸浆利用离心浆泵输送的核心问题除湍流发生器的作用之外，就是设计一个使经过湍流发生器的作用之后已处于湍流状态的纸浆继续保持流体化，对纸浆中仍有少量气体不十分敏感。且流道宽而不易堵塞的离心泵，特别是要把叶轮和泵体设计为中浓纸浆能量传递和转换的特殊部件。

为了中浓纸浆施加足够剪切应力，湍流发生器的转速必须大于使中浓纸浆实现流体化的临界转速，一般都在 $2000r/\min$ 之上。因此，中浓浆泵必须承受高速运转的能力，即使在高达 $3000r/\min$ 的情况下也相当平稳，满足湍流发生器高速运转的要求。

由于中浓纸浆中含有大量空气，一般具有 12% 体积含量，这些空气是均匀地分布于纸浆中，在高速旋转的湍流发生器和特制开式叶轮的作用下，进入浆泵的纸浆作高速环向流动，使纸浆中的空气逐渐释放，并在叶轮中心聚集，形成气团。气团对纸浆的有效输送起了阻碍作用，使浆泵不能有效地工作，出现与离心水泵同样的“气搏”现象。因此，中浓浆泵就必须设置脱气系统，及时地把聚集在叶轮中心处的空气不断排出，使中浓纸浆能连续地被输送出去。

中浓纸浆在叶轮作用下，具有轴向和径向的速度，在流向出口的过程中，其动能和静压能都得到迅速增加，到了泵壳压出室，大部分动压头转换成静压头，然后克服浆泵出口阻力输送出去，这时，湍流发生器的进浆口处则由于纸浆被吸到叶轮处而形成低压区，致使其周围的纸浆在液面压力作用下迅速地流向湍流发生器的进浆口区域。这样，中浓纸浆就不断地被吸入又不断地被输出。

（四）中浓浆泵的工作区

根据中浓浆泵的工作原理及其结构，可以分为 5 个不同的工作区，如图 8-22 所示。

（1）A 区：湍流发生器作用区。由于湍流发生器的作用，纸浆受强烈的湍动而流体化，从而能在压力差的作用下顺利地被吸入离心泵腔内。

（2）B 区：气体聚集区。湍流发生器使纸浆中纤维相挤压，并出现脉动，依附于纤维壁的气泡被压缩破裂，分离的气体就自然聚集于低压区 B 区。

（3）C 区：离心泵送区。已经基本分离出气体后的纸浆进入叶轮的作用区，在叶轮作用下，已流体化的纸浆带着一定的动能被输送到纸浆排出区。

（4）D 区：纸浆返回区。部分纸浆带着少量气体从气体聚集区 B 区返回到泵送区 C 区。

（5）E 区：气体排出区。排气系统不断地把聚集于 B 区的气体抽出，以保证中浓浆泵的正常工作。

（五）中浓浆泵的特性曲线

中浓浆泵的主要性能参数同样如本节第二段所述，即有浓度 w、流量 q_v、绝干输浆量 m、转速 n、吸上真空度 H_S、功率 P 及效率 η，吸上真空度与流量之间的关系反映了吸入性能，绝干输浆量是由浓度及流量派生的，反映其生产能力。对于普通浆泵，其性能曲线主要包括在一定条件下的扬程－流量曲线（$H-q_v$）、功率－流量曲线（$P-q_v$）和效率－流量曲线（$\eta-q_v$）。每一个流量均有相对应的扬程、功率和效率，它代表浆泵的一种工作状况简称工况点。

由于目前中浓浆泵的使用量还远远不及低浓浆泵，而且种类及型号也不多，因此，只用在一定浓度下的扬程－流量（或输浆量）的关系曲线来标志每一台中浓浆泵的特性。图 8-23 所示的是奥斯龙公司生产的 MCA 系列中浓浆泵特性曲线，其 MCA 系列各型号的中浓浆

泵有关尺寸如图 8-24 及表 8-6 所示。

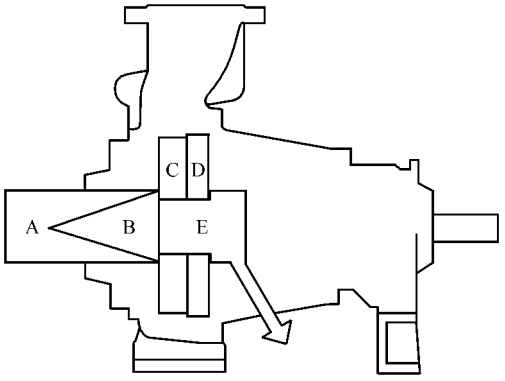


图 8-22　中浓浆泵工作区

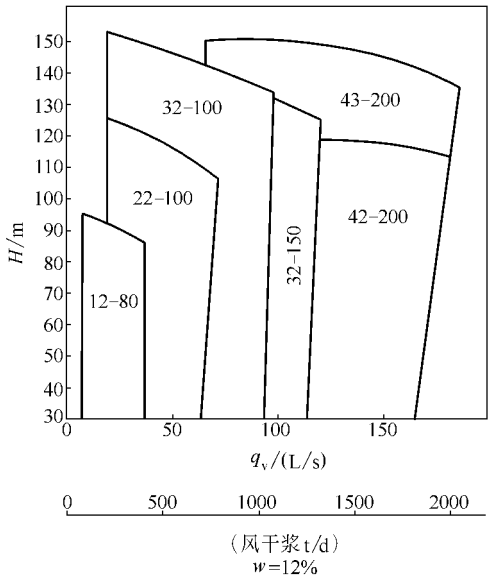


图 8-23　MCA 系列中浓浆泵性能曲线

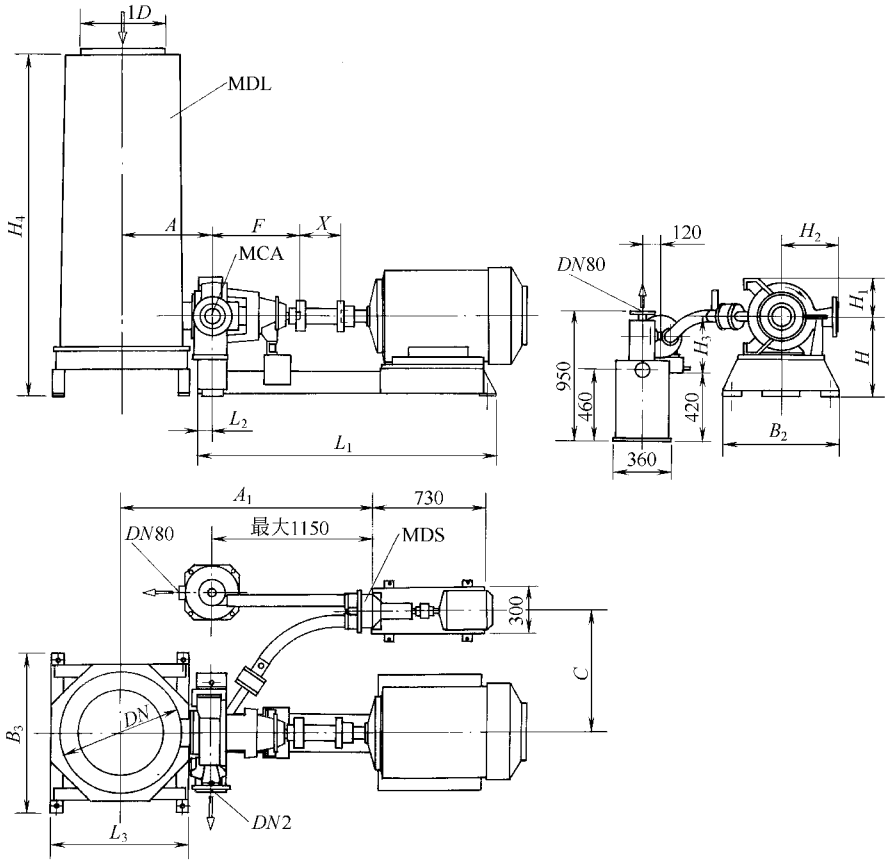


图 8-24　与表 8-6 对应的有关尺寸表示意义

表 8-6　　MCA 系列中浓浆泵相关尺寸

泵型号	DN	$1D$	$DN2$	A	A_1	F	X	B_2	B_3	C	H_1	H_2	H_3	H_4	L_1	L_2	L_3
MCA12—80	800	618	80	565	1620	510	180	720	1050	800	225	330	370	4100	1700	75	900
MCA22—100	800	618	100	600	1660	590	250	780	1050	800	250	380	370	4100	1950	100	900
MCA32—100	800	618	100	655	2210	780	300	940	1050	1100	315	460	460	4300	2520	125	900
MCA32—150	1000	720	150	755	2310	780	300	940	1260	1100	315	460	460	4300	2520	125	1100
MCA42—200	1000	720	200	805	2360	840	300	1020	1260	1100	400	600	460	4300	2680	150	1100
MCA43—200	1000	720	200	740	2360	905	300	1070	1260	1100	425	630	460	4300	2750	150	1100

注：表中字母表示意义，由图 8-24 表示。

图 8-25 所示的为我国佛山肯富来安德里兹有限公司生产的 SF 系列中浓浆泵，SF 系列中浓浆泵的主要技术数据如表 8-7 所示。

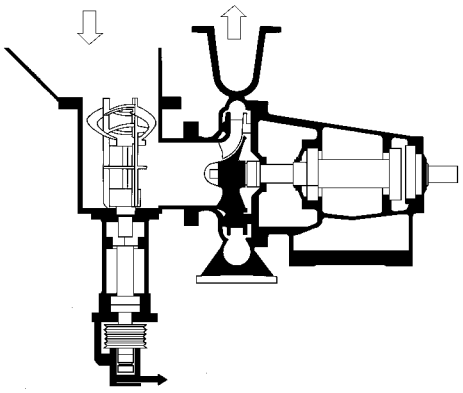


图 8-25　SF 系列中浓浆泵

表 8-7　　SF 系列中浓浆泵的技术数据

泵　型　号	生产能力/(t/d)	电机功率/kW
SF100-250	20～200	30～75
SF120-280	100～500	45～132
SF150-330	300～1000	75～315
SF200-400	700～1500	110～400

（六）中浓浆泵的应用及注意事项

1. 中浓浆泵的应用

中浓浆泵已广泛应用于国内外造纸厂的制浆车间，其应用场合主要为下列 4 个方面：

（1）应用于中浓纸浆漂白段中的纸浆输送。在中浓纸浆无氯或少氯漂白段中，中浓浆泵把从洗浆机或浓缩机下来的纸浆输送给中浓混合器，与漂白剂及漂白助剂混合后直接送入漂白塔，由于有些漂白段为升流式漂白，中浓浆泵就需要提供足够的扬程，特别是中浓纸浆氧脱木素段，由于氧脱木素是在一定压力下进行，就对中浓浆泵的输浆过程提出更高的要求，图 8-26 所示的是中浓浆泵在氧脱木素段、D/C 段、E_o 段及 D 段的应用示意图。图 8-27 所示的为中浓浆泵与中浓混合器之间的管道连接情况。

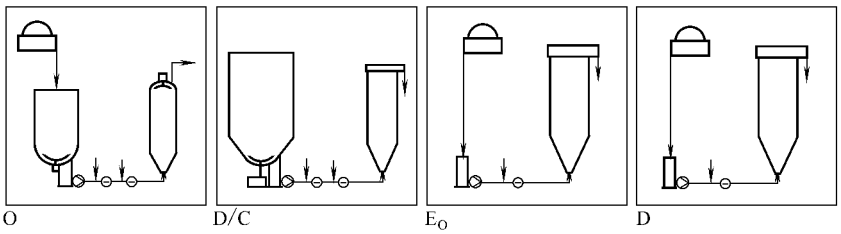


图 8-26　中浓浆泵在中浓纸浆少氯漂白生产中的应用示意图

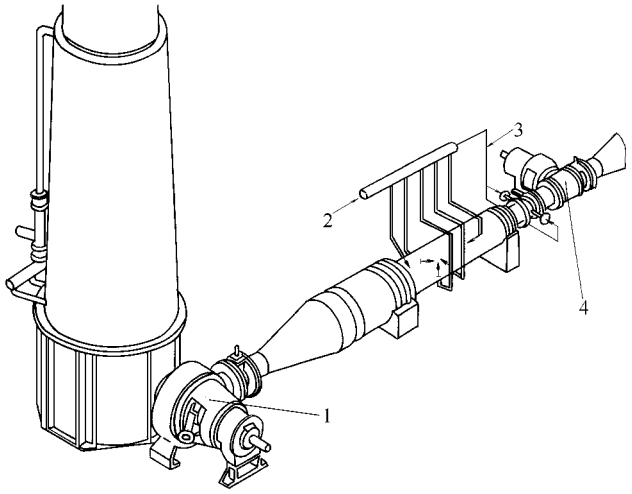


图 8-27　中浓浆泵应用于漂白段时与中浓混合器之间的管道连接示意图

1—中浓浆泵　2—蒸汽进管　3—氧气进口管　4—中浓混合器

（2）应用于中浓贮浆塔及漂白塔的卸料。中浓浆泵应用于中浓贮浆塔和漂白塔的卸料，如图 8-28 所示，塔内纸浆通过卸料器刮入中浓浆泵的贮浆主管，由中浓浆泵送到下一个操作单元。

（3）中浓浆泵作为增压泵。中浓浆泵在纸浆距离输送中作增压泵使用，也是现代制浆厂中常见的，在这种情况下，中浓浆泵不但具有增压作用，还可以作为分配纸浆到 2～3 个操作单元的分配器使用，如图 8-29 所示。

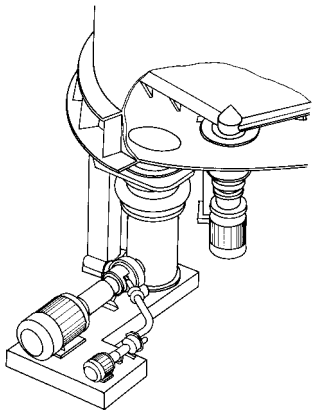


图 8-28　中浓浆泵应用于贮浆塔和漂白塔的卸料

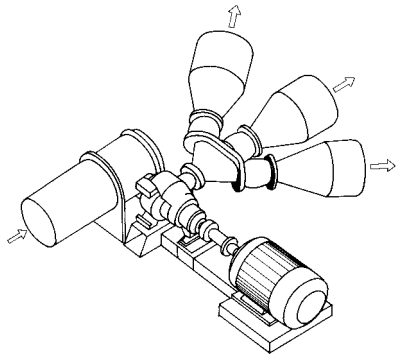


图 8-29　中浓浆泵作为增压泵及分配器使用

2. 中浓浆泵使用注意要点

（1）为了使纸浆能充满于浆泵入口，使湍流发生器直接作用于纸浆，贮浆主管或进浆管相对于中浓浆泵的位置应形成灌注式进浆，而且贮浆主管或进浆管的纸浆必须具有一定的位能（≥2m）。

（2）为避免纸浆堵塞抽气管，在启动浆泵和真空泵后，必须等空气在叶轮中心处积聚后才能打开压气室和抽气管间的排气阀门（约 10 多秒之后）。千万不能先打开排气阀门。关机时也要先关闭真空泵或排气阀门，然后才关闭浆泵。

（3）浆泵的排气室内的真空度只能在一定范围内调节。真空度太小，浆泵的运行不稳

定，真空度小到一定程度，浆泵就会丧失工作能力；真空度太大，增加纸浆中纤维从抽气管的流失，易堵塞抽气管。真空度的合适范围同所输送纸浆的性质有关，是试验值或经验值。初用时，只能在运行中通过试验逐步探索确定最佳值。

四、高 浓 浆 泵

目前国内外所应用的高浓浆泵大部分为容积式，容积式高浓浆泵根据结构的特征不同又可分为齿轮式，双螺杆式和单转子式三种，都可以用于输送浓度 15% 以上的高浓度纸浆，其中，齿轮式高浓浆泵也可用于输送中浓纸浆。

（一）齿轮式高浓浆泵

齿轮式高浓浆泵是目前应用较多的一种高浓浆泵。

1. 结构特征及工作原理

图 8-30 表示了齿轮式高浓浆泵的结构，它由喂料螺旋、转子、叶片、外壳及传动系统等主要部件。

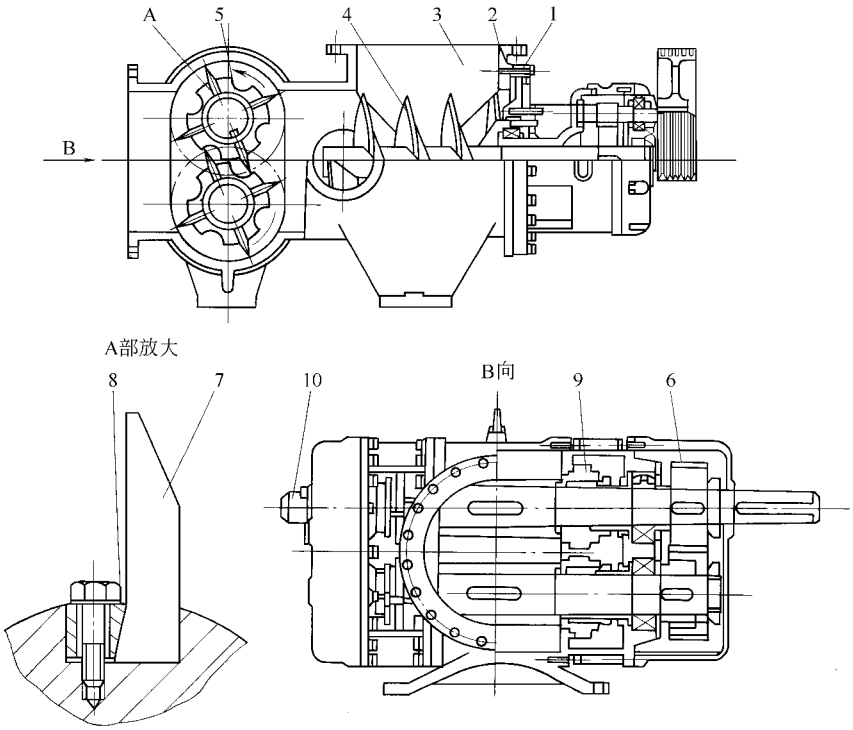


图 8-30　齿轮式高浓浆泵的结构

1—压环　2—缓冲垫　3—纸浆入口　4—喂料螺旋　5—转子
6—同步齿轮　7—叶片　8—楔形压块　9—转子两侧填料套　10—转速继电器

纸浆从上方进浆口落入高浓浆泵的喂料螺旋中，被送到装在平行轴上的两个转子的叶片之间，这两个转子看做为两个特殊的齿轮，作角速度 1∶1 的相对运动，一个转子的叶片尖端部分与另一转子的凹槽，在理论上作等间隙的“共轭”啮合，这样，就像齿轮泵一样将纸浆输送出去。

2. 主要技术参数

齿轮式高浓浆泵的主要技术参数如表 8-8 所列。其中，输浆浓度、输浆能力、出口压力

及额定功率是表示高浓浆泵技术性能的最主要参数。

表 8-8　　国产 ZBG1-3 型齿轮式高浓浆泵的主要技术参数

型　　号	ZBG_1	ZBG_2	ZBG_3	型　　号	ZBG_1	ZBG_2	ZBG_3
出口直径/mm	ϕ200	ϕ300	ϕ400	额定输浆量/(t/d)	50	125	200
进口直径/mm	ϕ250	ϕ350	ϕ400	额定出口压力/MPa	0.3	0.35	0.4
每转理论输送容积/m^3	0.0065	0.016	0.023	允许出口压力/MPa	0.4	0.45	0.5
输浆浓度范围/%	7～20	7～20	7～20	泵轴额定转速/(r/min)	140	115	115
输浆能力/(t/d)	30～80	50～200	100～300	主电机额定功率/kW	13	30	55

表 8-8 中所谓额定输浆量（t/d）是指在额定浓度（10%）、额定转速、额定出口压力的条件下每日输送的绝干浆量，当浓度转速、出口压力变化时，输浆量将发生变化，可按下面所讨论的公式计算。

3. 输送量和轴功率的计算

由于转子叶片间的容积接受由喂料螺旋送来的纸浆时不可能完全充满，另外，泵出口侧的纸浆在出口压力作用下从转子叶尖与“共轭”凹槽之间以及转子与泵壳之间的密封间隙中泄漏到泵的进口侧，因而实际输浆量 G 低于理论输浆量 G_0，二者的关系为：

$$\begin{cases} G = \chi G_0 \\ \chi = \chi_1 \chi_2 \end{cases} \tag{8-21}$$

式中　χ ——容积系数

χ_1 ——充满系数，它主要取决于纸浆浓度，推荐下面经验公式：

$$\chi_1 = 0.2 + \frac{4}{w} \tag{8-22}$$

χ_2 ——泄漏系数，由如下经验公式求得：

$$\chi_2 = \sqrt{1 - \frac{10^{-2} p}{(3 + 5w^5 10^{-5})\, v_0 n}} \tag{8-23}$$

齿轮式高浓浆泵的实际日输浆量可用下式进行计算：

$$G = 14.4 V_0 n w \chi \rho \quad (t/d) \tag{8-24}$$

齿轮式高浓浆泵运转时所耗功率（不包括喂料螺旋所耗功率），即轴功率 P，主要由两部分组成：

$$P = P_1 + P_2 \tag{8-25}$$

式中　P_1 ——克服泵出口压力作用在转子上的不平衡扭矩所消耗的功率

P_2 ——机械损耗的功率，由如下部分组成：①转子与纸浆摩擦所耗功率；②转子叶尖切割纸浆纤维所耗功率；③轴承、盘根、同步齿轮传动所耗功率

通过理论分析和试验研究，得出轴功率 P 是出口压力、纸浆浓度及理论输送量的函数这一结论。通过大量试验数据，近似地求得如下的经验公式：

$$P = (0.0175 p + 0.55 w + 2) V_0 n \quad (kW) \tag{8-26}$$

上面各式中　G ——输浆量，t/d

V_0 ——每转理论输送容积，m^3/r

χ ——容积系数，当浓度 $w = 16\% \sim 20\%$ 时，$\chi = 0.65 \sim 0.9$

n ——转速，r/min

w ——浓度，%

ρ ——在浓度 w 时的纸浆密度，t/m^3

p ——浆泵出口工作压力，kPa

（二）双螺杆高浓浆泵

在图 8-31 所示的双螺杆泵中高浓浆料从上方长方形入口落入两个螺杆转子之间，各为左右旋向两螺杆转子将浆料送至螺旋槽中，通过两个转子的相互共轭关系，形成一些密封的小间隙，把出口高压端与入口低压端隔离开来，并连续而均匀地把浆料从低压端送至高压端。传动齿轮为 1∶1 同步齿轮，保证两个转子具有一定间隙的相对运动。双螺杆高浓浆泵是在齿轮式高浓浆泵的基础上改进研制的，它的优点较多，它的输送量按泵轴每转输送的理论容积计算如下：

$$V_0 = (F_1 - 2F_2)S \quad (\text{m}^3) \tag{8-27}$$

式中 F_1 ——泵壳横截面面积，m^2；

F_2 ——螺杆横截面实体部分面积，m^2

S ——螺杆的导程，m

需用功率的经验计算公式如下：

$$P = (0.0175p + 0.75w + 2)V_0 n \quad (\text{kW}) \tag{8-28}$$

式中各符号的意义与式 8-26 相同。

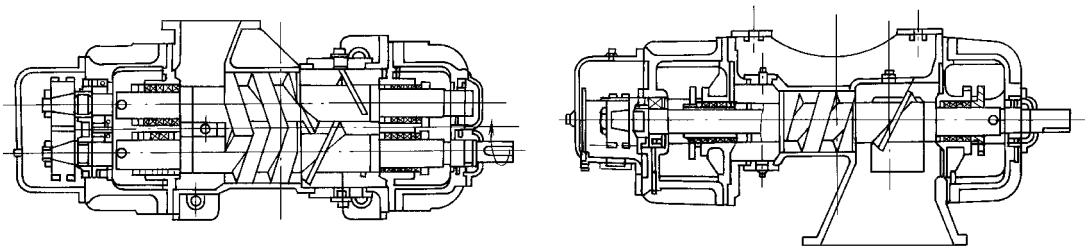


图 8-31　双螺杆高浓浆泵

（三）单转子高浓浆泵

单转子高浓浆泵是 20 世纪 70 年代美国 ZMP 公司的产品，它是针对前面两种高浓浆泵存在的问题而研制的。原理及结构如图 8-32 所示。结构简介如下：高浓浆料从方形入口落到喂料螺旋上，被螺旋推向图中右侧进入螺旋转子的螺旋凹槽中。转子逆时针旋转，进入转子凹槽的浆料被带至高压侧出口。当转子继续旋转时，螺旋形凹槽中的浆料被梅花瓣状的刮片阻挡而刮出，不会随转子转回。

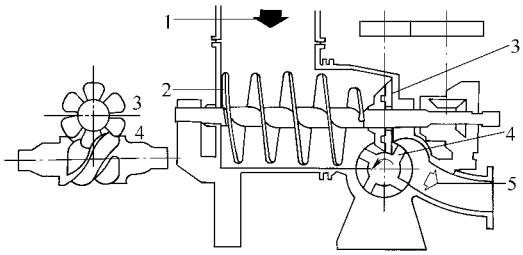


图 8-32　单转子高浓浆泵示意图
1—纸浆入口　2—喂料螺旋　3—刮片
4—螺旋转子　5—出口

（四）高浓浆泵的选型核算

高浓浆泵的选型应先按要求掌握输浆系统管路图的有关数据，然后根据要求的输送量初选浆泵的型号。要按等于或大于泵的出口直径来初定输浆管径，然后核算输浆系统的总压头损失。如核算结果大于泵的额定出口压力，可

加大管径重新核算，直到低于额定出口压力为止。然后还要按有关算式核算各可能浓度下的输浆量和泵轴功率。核算发现不能满足要求时应选较大规格的浆泵。

高浓浆泵的使用维护应按照制造厂的说明实施。

第三节　纸浆贮浆设备

纸浆贮存设备包括贮存容器和推进器。纸浆贮存容器有贮浆池和贮浆塔。贮浆池一般由钢筋混凝土砌成，内壁砌上釉瓷砖成为光滑的内表面，这对纸浆的均匀流动和降低摩擦阻力很有好处；贮浆塔一般由碳钢制造，内壁同样砌上釉瓷砖或由不锈钢制造；装设于纸浆贮存容器底部的推进器是为了使纸浆循环流动以保持纸浆处于悬浮状态且浓度均匀。

一、低浓贮浆池

低浓贮浆池分卧式和立式两类，截面有圆形、矩形和方形等形状，常配备螺旋桨推进器，下面介绍几种常用的低浓贮浆池。

1. 卧式贮浆池

卧式贮浆池的净长度要比净宽度大得多，一般采用螺旋桨推进器，卧式贮浆池可按以下步骤设计：

(1) 按照要求的贮浆容积确定浆池长度和浆池宽度，浆池的公称容积 V 由下式计算：

$$V=(0.85-0.90)LBH \quad (\mathrm{m}^3) \tag{8-29}$$

式中　L ——浆池内净长度，m

B ——浆池内净宽度，m

H ——浆池内浆流深度，m

如果所配备的螺旋桨推进器的桨叶直径为 D，则 D 与 L、B、H 有如下的关系：

$$H\leqslant 3D\ ;L\leqslant(6\sim 9)B_1\ ;B_1\leqslant 2D \tag{8-30}$$

B_1 ——螺旋桨推进器流出的浆沟的宽度，对双沟浆池，浆池内净宽度 $B=2B_1$

(2) 由螺旋桨的设置方法进一步确定浆池具体结构尺寸。卧式贮浆池用的螺旋桨推进器都装在水平轴上，轴在池内有轴承支撑，有的在螺旋桨外设有导流环，引导浆流沿轴向流动。螺旋桨可在浆池端部按纵向或横向布置，确定好推进器的设置方法，就可确定浆池具体结构尺寸。

2. 立式方浆池

立式方浆池的净高度一般大于净边长，其结构简单，外形尺寸方整，便于施工，能充分利用车间的面积。立式方浆池一般配置螺旋桨搅拌器，且把螺旋桨搅拌器设置在池底近中间的位置。

立式方浆池已成系列产品，表 8-9 列出了配置螺旋搅拌器的立式方浆池系列有关技术指标。

表 8-9　　立式方浆池系列技术指标

立式方浆池			电动机功率/kW		螺旋桨搅拌器		
容积/m^3	边长/m	高度/m	浓度≤3.5%	浓度≤4.5%	直径/mm	转速/(r/min)	配用电动机功率/kW
10	2.0	2.5	7.5	7.5	ϕ500	419	7.5/11
15	2.2	3.0	7.5	11			

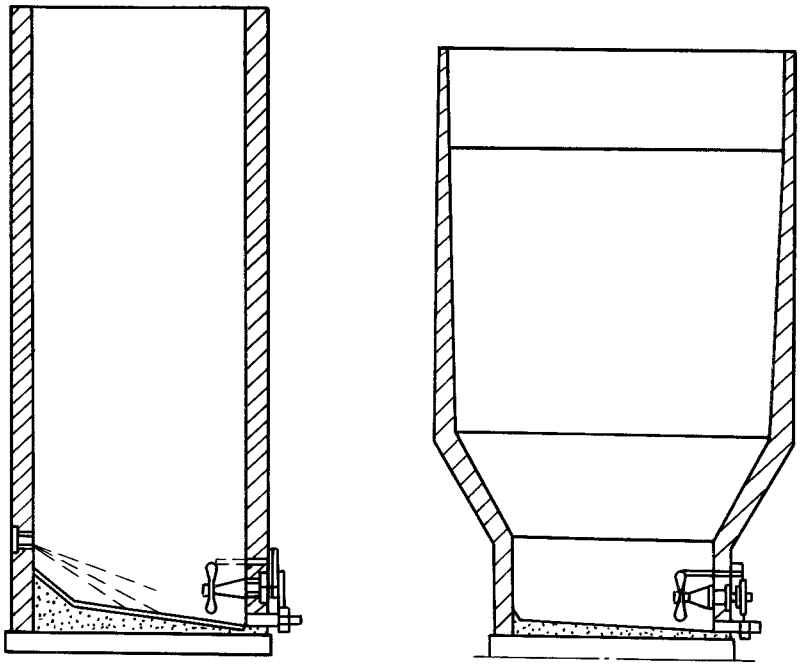
续表

立式方浆池			电动机功率/kW		螺旋桨搅拌器		
容积/m^3	边长/m	高度/m	浓度≤3.5%	浓度≤4.5%	直径/mm	转速/(r/min)	配用电动机功率/kW
20	2.8	2.7	18.5	18.5	φ750	294	18.5/22
30	3.0	3.5	18.5	18.5			
40	3.2	3.8	18.5	22			
50	3.9	3.5	30	30	φ1000	233	30/37
75	4.1	4.4	30	37			
100	4.3	5.0	37	/			
100	4.8	4.4	45	45	φ1250	170	45/55
125	5.0	4.9	45	55			
125	5.2	4.6	55	55	φ1500	120	55/75
150	5.4	5.0	55	55			
200	4.8×9.5	4.4	2×45	2×45	φ1250	170	2×45

3. **立式贮浆塔**

立式贮浆塔占地面积小而贮浆能力大，且贮浆塔内的纸浆状态与其他的低浓贮浆容器是不同的，即是被贮的纸浆只在输出前被充分搅拌混合均匀达到输送与使用要求，而在贮浆塔底部混合区以上的相当多部分被贮纸浆处于缓慢流动的贮存状态中。

立式贮浆塔常用碳钢或钢筋混凝土建成，并内壁衬上上釉瓷砖成为光滑内表面，在结构上都把搅拌装置如螺旋桨推进器设置在纸浆输出的部位，并位于贮浆塔的底部。常用的立式贮浆塔有两种形状，一种为上下直径相等的圆柱形塔，底部有坡度，如图 8-33（a）所示，另一种有圆柱形本体，底部有锥形过渡区及直径较小的混合区，如图 8-33（b）所示。



(a) 圆柱形贮浆塔　　(b) 锥底混合区贮浆塔

图 8-33　立式贮浆塔（低浓）

二、中浓贮浆塔

中浓贮浆塔能适合制浆过程中中浓技术的实施，又简化了配套工程，减少占地面积，降低水及电能的消耗。

立式贮浆塔用于贮存中浓度纸浆，就是中浓贮浆塔。贮浆浓度一般在 8％～12％范围，根据塔内纸浆不同的输出方法，又可分为带稀释装置低浓泵送和不带稀释装置中浓泵送两种中浓贮浆塔。

1. 低浓泵送的中浓贮浆塔

这种中浓贮浆塔具有锥底混合区，混合区设有稀释装置把中浓纸浆稀释成低浓纸浆，以利搅拌混合均匀后输出。因此，这种中浓贮浆塔底部输浆部位装有螺旋桨推进器。

低浓度泵的中浓贮浆塔一般为钢筋混凝土结构，内衬瓷砖或者内涂二层环氧树脂制成的敞开式直立容器，其塔的容积和高度可根据工艺要求来决定。目前已有系列产品。表 8-10 列出了 ZPT 型号的中浓贮浆塔的系列产品有关技术参数。图 8-34 所示的是 ZPT 型号中浓贮浆塔结构简图。

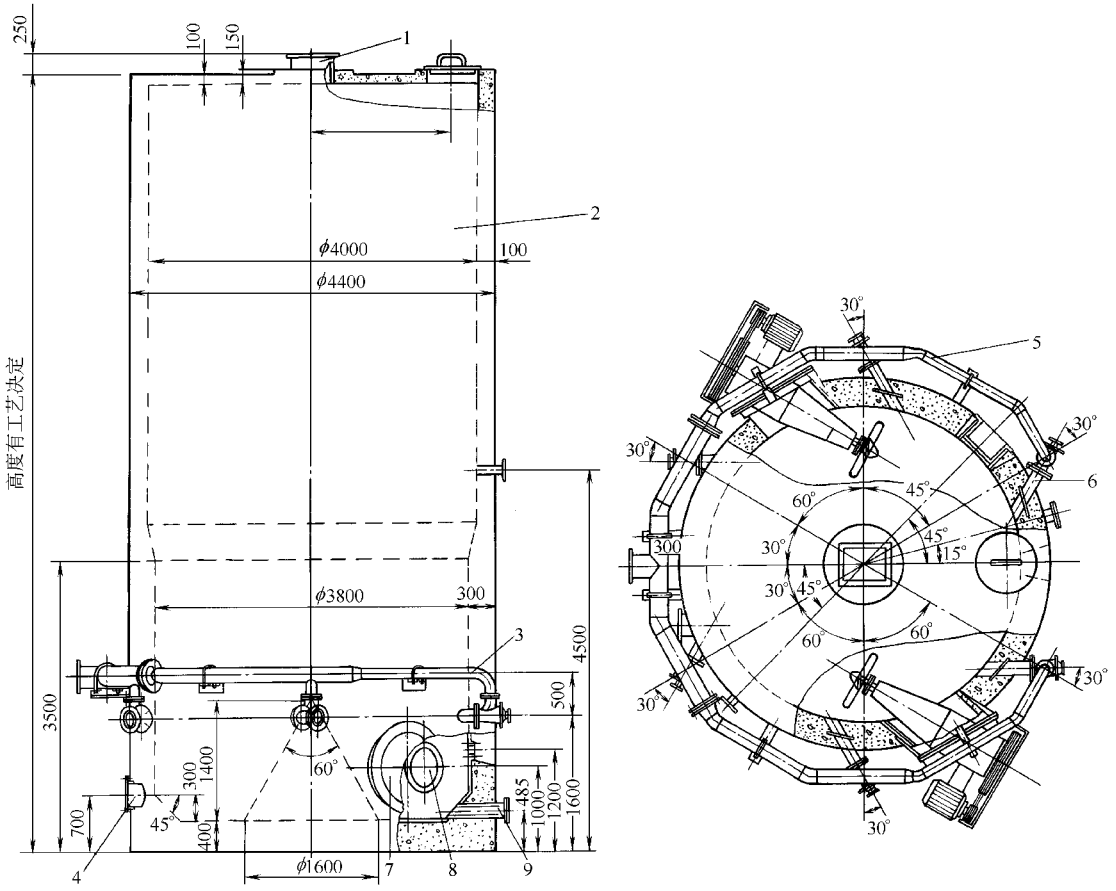


图 8-34　ZPT 型号中浓贮浆塔结构简图

1—纸浆进口　2—塔体　3—稀释水进口　4—纸浆出口　5—环形稀释水管

6—针形阀　7—推进器接口　8—人孔　9—排出口

表 8-10　　ZPT 系列中浓贮浆塔的技术参数

型　　号	ZPT31	ZPT32	ZPT33	ZPT34
所配套的生产线能力/(t/d)	20～30	40～60	70～90	100～120
纸浆浓度/%	8～12	8～12	8～12	8～12
容积/m^3	由设计决定	由设计决定	由设计决定	由设计决定
高度/m	由设计决定	由设计决定	由设计决定	由设计决定
塔底部内径/mm	ϕ2500	ϕ2800	ϕ3200	ϕ4000
材质	钢筋混凝土衬瓷砖或涂树脂	同左	同左	同左
螺旋桨直径/mm	600	600	750	750
螺旋桨推进器功率/kW	18.5	18.5	22	37
螺旋桨推进器配用台数	1	1	1	2

2. 中浓泵送的贮浆塔

中浓泵送的贮浆塔解决了中浓卸料问题，不用采用传统的稀释、低浓浆泵泵送、脱水的工艺流程，真正展示中浓贮存的优越性。

中浓泵送的贮浆塔由内装于底部的中浓浆泵直接把纸浆泵送出来，在工程实际中，塔底中浓浆泵有两种不同安装方法，一种是利用安装于塔底部的刮浆器把纸浆刮到中浓浆泵的贮浆立管，再由中浓浆泵泵送出去。如图 8-35 所示。

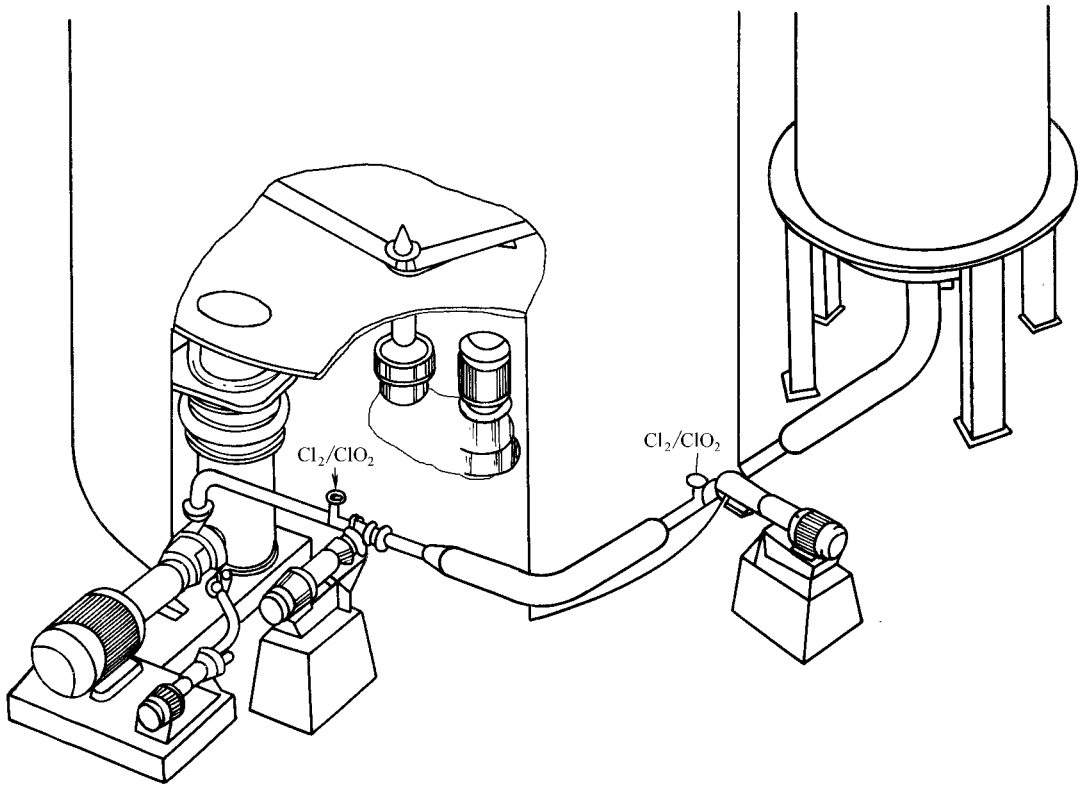


图 8-35　配置有刮浆器和中浓浆泵的中浓贮浆塔

另一种是把中浓浆泵的湍流发生器直接立式安装于贮浆塔的底部，可把湍流发生器直接插入到卸料口内的纸浆中，高速旋转的湍流发生器就会在其干扰范围内产生高强剪切力场，

使纸浆流体化，并通过分离空气后，由中浓浆泵抽出，如图 8-36 所示。

但是，中浓贮浆塔采用中浓浆泵直接泵送纸浆，还有一个关键问题，就是必须正确地设计塔下端的锥体部分。如把中浓贮浆塔下端锥体部分设计接近于半球形，在卸料口上方的塔内壁处，会出现局部的滞流区。为了避免这一现象，可推荐一种简便的方法：针对目前的应用中的中浓贮浆塔卸料口尺寸（中浓浆泵安装尺寸），贮浆塔锥体部分高度应近似地等于塔筒体部分直径与卸料口径之差。

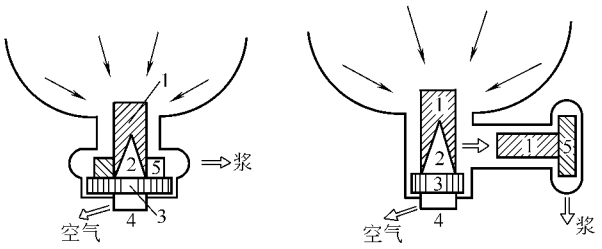


图 8-36　中浓浆泵直接安装于中浓贮浆塔底部的示意图

1—湍流发生器　2—空气分离器　3—纤维分离器

4—空气排出区　5—纸浆泵送区

三、推进器和搅拌器

为了使贮浆池中纸浆在循环流动中保持悬浮状态且浓度均匀，贮浆池应配有适当的推进器或搅拌器。低浓卧式贮浆池常采用螺叶式或桨叶式搅拌器，也可采用螺旋桨推进器；低浓立式方浆池则多采用桨叶式搅拌器或螺旋桨推进器；立式贮浆塔（包括低浓贮存和中浓贮存低浓泵送）常采用螺旋桨推进器或轴流式推进器。至于中浓浆送的贮浆塔，就不必装置推进器或搅拌器，直接由中浓浆泵抽送。

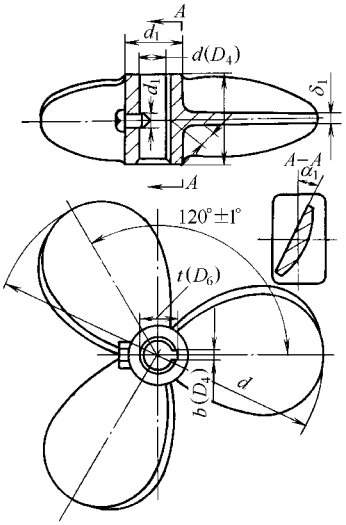


图 8-37　螺旋桨推进器叶轮

1. 螺旋桨推进器

螺旋桨推进器是效率高搅拌效果好的贮浆池搅拌器。试验结果表明，当贮浆池纸浆浓度为 3% 时，螺旋桨推进器平均最高效率比涡轮推进器高 23%；当纸浆浓度为 5% 时高 80%。

螺旋桨推进器叶轮通常有 3 片螺旋叶，有时采用 4 叶。叶的螺旋角有固定和可调的两种。图 8-37 所示的为固定螺旋角的叶轮。

螺旋桨推进器由叶片、叶片座、立轴、轴承、外壳、皮带轮等零部件组成。桨叶与叶轮座为 ZGIG18Ni9Ti 不锈钢制成，外壳用 Q235-A 碳素钢制成，其与纸浆接触的表面涂环氧树脂或衬橡胶，以防腐蚀。图 8-38 所示的为 ZPF 系列推进器结构简图。这种推进器桨叶可拆卸，角度可以调节，可根据纸浆搅拌混合的状况调节其角度，并适合于较长纤维纸浆的循环与混合。

表 8-11 列出了 ZPF 系列的螺旋桨推进器的主要规格及性能。

表 8-11　　ZPF 系列螺旋桨推进器主要技术特性

技术特性	ZPF5	ZPF5J	ϕ1000 型	ϕ1500 型
叶轮形式及叶数	螺旋桨式（3 叶）	螺旋桨式（3 叶）	螺旋桨式，角度可调（4 叶）	螺旋桨式，角度可调（4 叶）
叶轮直径/mm	ϕ750	ϕ750	ϕ1000	ϕ1500
叶轮转速/(r/min)	230	230	205～308	119

续表

技术特性	ZPF5	ZPF5J	ϕ1000 型	ϕ1500 型
电机功率/kW	11	11	30～45	75
质量/kg	783	791		
外形尺寸(长×宽×高)/mm	2180×1460×1510	2235×1460×2410	1800×1250×1250	3800×1770×1450

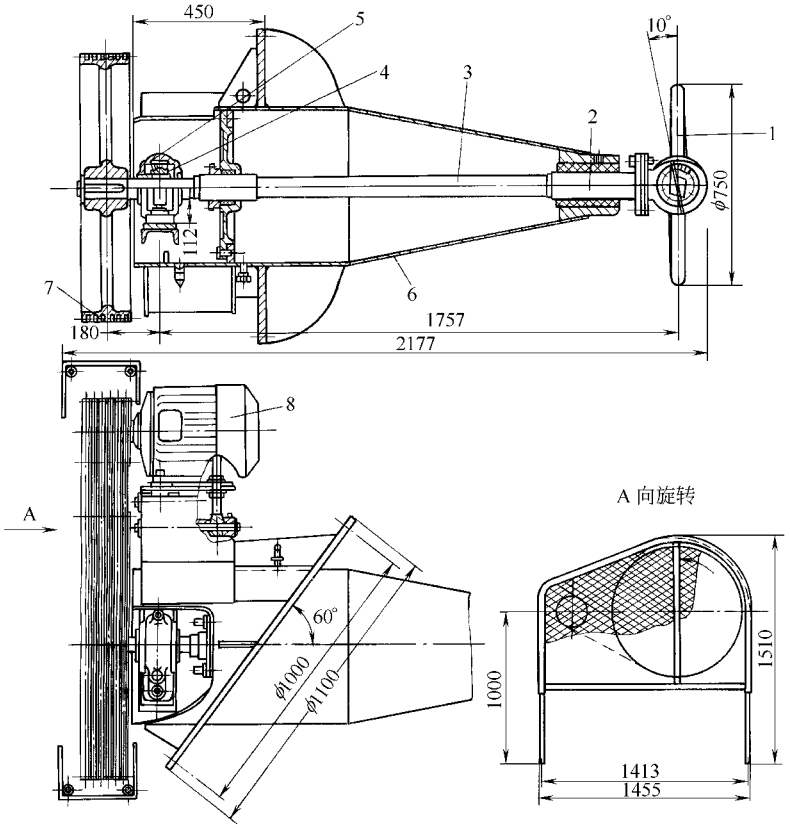


图 8-38 ZPF 螺旋桨推进器

1—叶片 2—叶片座 3—立轴 4—轴承 5—轴承座 6—外壳 7—皮带轮 8—电机

2. 轴流式推进器

轴流式推进器适用于各种立式贮浆塔中作循环纸浆用。由叶轮、主轴、轴承、外壳以及传动装置等部件组成。其结构如图 8-39 所示。

轴流式推进器的特点是叶轮圆盘面较大，效率较高，因而可以加剧纸浆的循环和混合。但正因为叶轮采用大盘面，在混合过程中往往会加剧纤维团的形成，故不适用于混合长纤维的纸浆，表 8-12 列出 ZPF 系列轴流式推进器的技术指标。

表 8-12 ZPF 系列轴流式推进器技术指标

技术指标 / 型号	叶轮直径/mm	叶轮型式	转速/(r/min)	电机功率/kW	材料	外形尺寸(长×宽×高)/mm
ZPF1	ϕ600	轴流式 4 叶	350	18.5	HT200	2175×1960×750
ZPF1J					HT200（衬胶）	
ZPF2	ϕ750	轴流式 4 叶	300	33	HT200	2400×2250×1200
ZPP2J					HT200（衬胶）	

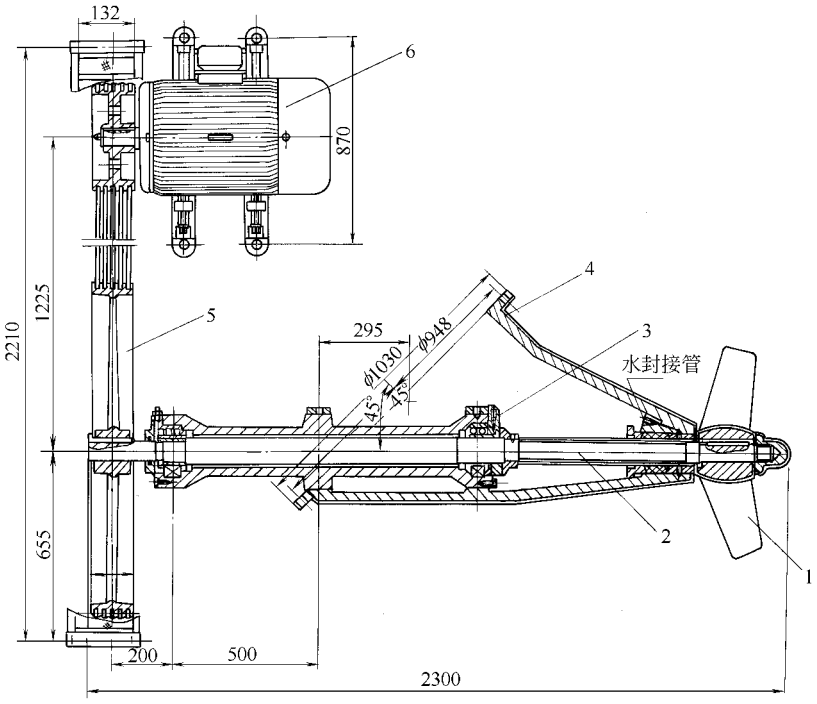


图 8-39　ZPF 系列推进器

1—叶轮　2—主轴　3—轴承　4—外壳　5—皮带轮　6—电机

3. **螺旋桨搅拌器**

方浆池中纸浆的循环和混合常应用螺旋桨搅拌器，如图 8-40 所示，螺旋桨搅拌器与推进器的区别仅在于螺旋桨叶的结构及螺旋角的大小。主要技术指标如表 8-13 所列。

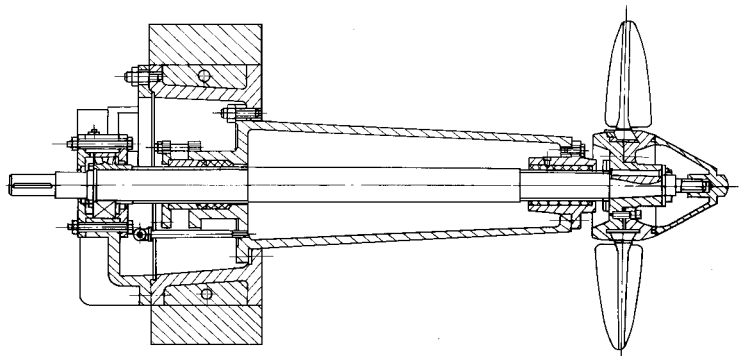


图 8-40　用于方浆池的螺旋桨搅拌器

表 8-13　　螺旋桨搅拌器的主要技术指标

螺旋桨		设计性能			配用电动机功率/kW	
直径/mm	转速/(r/min)	通过流量 q/(m^3/h)	扬程 H/m	轴功率/kW	浓度≤3%	浓度≤4.5%
ϕ500	419	1287	1.5	6.6	7.5	11
		1498	0.9	4.9		
ϕ700	294	3240	1.3	14.2	18.5	22
		3637	0.7	9.2		

续表

螺旋桨		设计性能			配用电动机功率/kW	
直径/mm	转速/(r/min)	通过流量 q_v/(m^3/h)	扬程 H/m	轴功率/kW	浓度≤3%	浓度≤4.5%
φ1000	233	4520	1.6	23.8	30	37
		5370	0.9	17.5		
φ1250	170	7794	1.4	35.5	45	55
		9066	0.85	26.2		
φ1500	120	10202	1.44	46.3	55	75
		11379	1.06	40.4		

参考文献

1 陈克复编著. 中高浓制浆技术与装置. 广州：华南理工大学出版社，1994

2 胡楠、陈克复编著. 浆料输送与输送机械，北京：中国轻工业出版社，1991

3 胡楠主编. 轻工业技术装备手册，第2篇：制浆造纸设备，第19章：浆料输送贮存设备（陈克复编），机械工业出版社，1994

4 Chen kefu and Chen shumei，Nordic Pulp and paper Research J.，Vol. 6，No. 1，April 1991

5 Gullichsen，J. and Harkonen，E.，Tappi，Vol. 64，No. 6，P69，1981

6 G. Duffy，Tappi，Vol. 68，No. 8，1985

7 Gullichsen，J. and Harkonen，E.，Tappi，Vol. 64，No. 9，P113，1981

第九章　碱回收设备

第一节　碱回收工程概述

一、碱回收工程的流程及设备

蒸煮废液和漂白废水是制浆造纸工业的主要污染源，而碱回收是治理蒸煮废液对环境污染的有效方法。

（一）碱回收概述

蒸煮废液中的固形物有两个来源，一是作为蒸煮液加进去的无机物，二是蒸煮过程中从原料里溶解出来的木素、糖类等有机物。碱回收就是从硫酸盐法和烧碱法（统称碱法）制浆废液（即黑液）中回收化学药品。经过比较和实践检验，目前最为成熟和有效的方法仍是传统的燃烧法。其主要过程为：先将尽可能多地从浆料中分离出来的黑液浓缩到燃烧所需要的浓度，一般为60％以上（制浆原料不同，浓度要求不同）。随后把黑液送入碱回收炉燃烧，将有机物烧去并以蒸汽、电能的形式回收其能量，剩下钠和硫的无机物被还原成碳酸钠和硫化钠（草浆黑液还有硅酸钠）。最后把它们和石灰液反应，使碳酸钠（包括硅酸钠）苛化成氢氧化钠，从氢氧化钠和硫化钠的混合液（统称白液）中分离出碳酸钙和硅酸钙（即白泥）。把苛化生成的碳酸钙煅烧成生石灰称为白泥回收。

现代化的木浆厂碱回收的效率一般为95％～98％。回收效率可看做是通过制浆和碱回收循环圈中钠的单程留着率。

硫酸盐法制浆和回收循环圈如图9-1所示。这个循环圈包括6个主要工艺工序：蒸煮、洗涤、蒸发、燃烧、苛化、石灰煅烧。碱回收工艺过程包括：稀黑液蒸发、浓黑液燃烧、绿液苛化和白泥回收。本章将结合工艺流程，分蒸发、燃烧、苛化、白泥回收四项内容，着重讨论碱回收过程的主要设备。

图9-2为硫酸盐法制浆和碱回收工艺流程示意图，从本色浆洗浆机来的稀黑液开始，碱回收系统所包括的工序如下：①在多效蒸发器中废液浓缩，形成浓黑液。②黑液氧化、除硅等（据工艺需要决定是否采用）。③黑液进一步浓缩成碱回收炉要求的“重黑液”（补充的芒硝可在此处加入）。④在碱回收炉中焚烧黑液。⑤溶解从碱回收炉出来的熔融物，形成绿液（补充碱损失的纯碱可在此处加入）。⑥用石灰苛化绿液形成白液（补充碱损失的烧碱可在此处加入）。⑦焙烧白泥回收石灰。

（二）蒸发站与蒸发流程

1. 蒸发工艺概述

黑液提取系统送来的稀黑液，草浆黑液固形物含量仅在7％～10％之间，木浆黑液含固形物14％～19％。而被燃烧的浓黑液固形物，草浆黑液要求在48％以上，木浆黑液要求在60％以上。这个固形物含量的差别，说明有大量的水需要经济地蒸发掉，以便从燃烧过程中最大限度地实现净燃烧值。

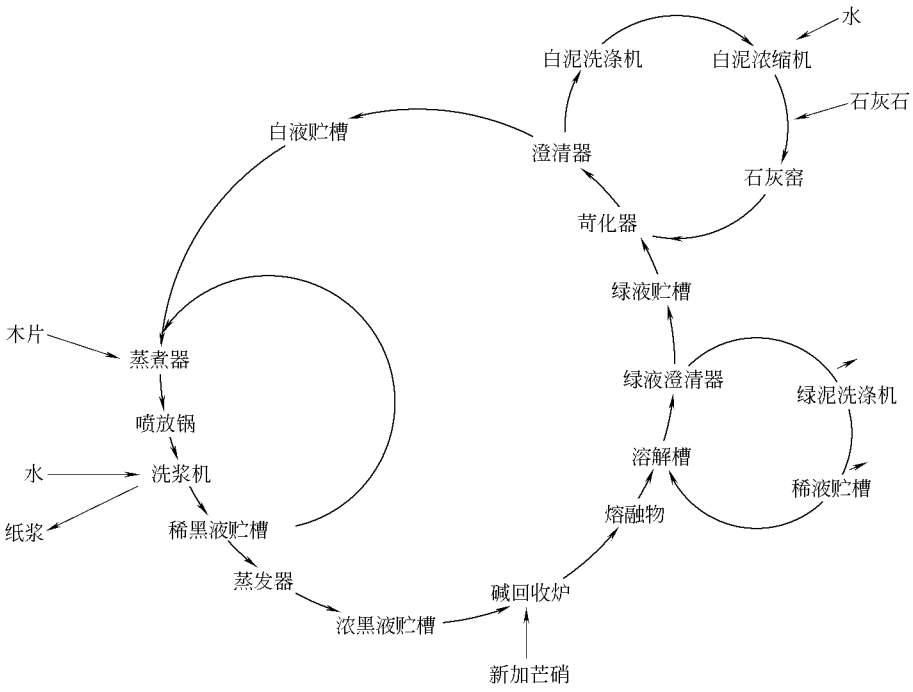


图 9-1　硫酸盐法制浆和碱回收过程循环圈示意图

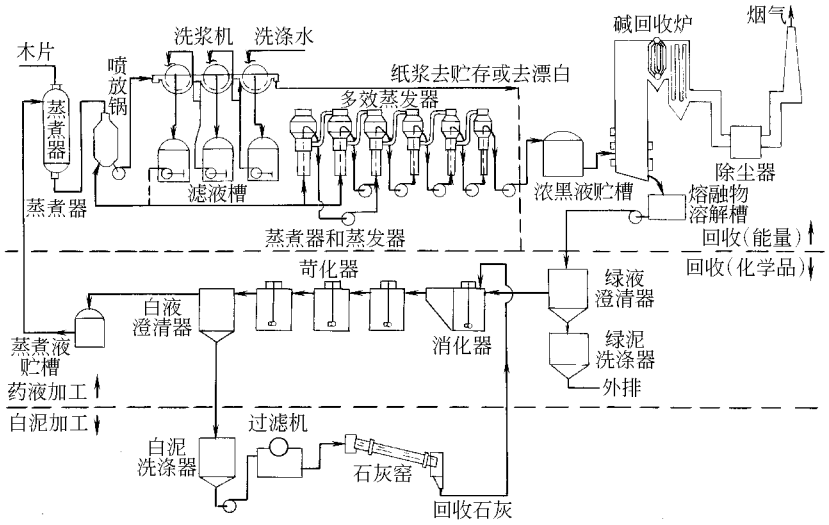


图 9-2　硫酸盐法制浆和碱回收工艺流程示意图

20 世纪 70 年代，国际上黑液蒸发的标准操作是：用多效蒸发系统，把黑液蒸发浓缩到 50%，然后在直接接触蒸发器中，利用碱回收炉烟气的余热，把黑液进一步增浓到 60% 以上的浓度。

我国的纸浆原料较为复杂，且是以草类为主。不同的原料，其黑液的成分和特性差别很大，在碱回收过程中采用不同的工艺方案、设备处理各种不同原料的黑液。目前我国的标准做法是：通过多效蒸发器系统，将含硅量较少的木浆黑液直接浓缩到入炉燃烧所需要的 60% 的浓度；而将含硅量较大的草浆黑液浓缩到固形物含量 40%～45%，然后利用碱回收

炉的烟气，在直接接触蒸发器中进一步浓缩到 45％～50％，再送碱回收炉燃烧。

黑液浓度增加，粘度增加，沸点升高，黑液易结垢。这些情况阻碍黑液浓度的提高。降膜蒸发器中有黑液循环，湿润传热面，抗结垢能力较好。因此，采用降膜蒸发原理很容易一次得到浓度为 55％～65％的木浆浓黑液，这是最近 10 年的新发现。浓度为 70％的黑液是在独立的结晶增浓蒸发器，或一效结晶蒸发器中完成的。要生产浓度为 80％～90％的浓黑液，使用黑液热处理技术，结合超高浓增浓器的使用，也可以实现。

蒸发站的技术发展目标是：能把黑液蒸发到 80％～90％，甚至 90％以上的浓度，蒸发站能连续生产，且不需要停机进行洗涤。随着黑液除硅、黑液降粘技术发展以及高浓蒸发燃烧设备的开发，任何原料的高浓或超高浓黑液都可以在多效蒸发器系统中一次完成浓缩过程。

2. 黑液蒸发站

由多个蒸发器组成的蒸发站已被视为一个整体设备，也是蒸发工段中最主要的设备。

用多个蒸发器串联使用，使黑液能逐渐蒸发增浓。这个系统的每个蒸发器被称为“体”，蒸发站中的蒸发器按蒸汽流经的顺序被称为“效”，即新蒸汽首先进入第一效蒸发器，再依序地进入以后各效。而每一效蒸发器可以有一个以上的体。蒸发站还配置有必要的辅助装备，如各种分离器、冷凝器、热交换器、预热器、泵和生产控制系统的仪表与执行机构、阀门等。

黑液蒸发站应根据黑液的特性、燃烧工段要求的黑液浓度进行设计。蒸发站可以在压力下工作，也可以在真空下操作。但由于压力下操作的蒸发站的黑液容易过热和分解，形成管垢，并且腐蚀严重，耗汽量大，设备费用高，因此很少采用。绝大部分的蒸发站都是采用真空蒸发。

蒸发站的效数选择除了要考虑有效温差外，更要从设备投资费用、蒸汽成本和技术上的合理性几个方面考虑决定。采用效数多的蒸发站，意味着蒸汽的多次重复利用。故多效蒸发器的最大优点是节汽效率高。如七效蒸发站每使用 1kg 蒸汽可蒸发掉高达 5.5kg 的水，而六效只能蒸发掉 5kg 的水。但效数越多、则分配到每一效的温差就越小，温度损失也越多，总的有效温差就越小，这些对传热来说是不利的，同时设备投资费用也随之增大，当设备投资大于节约的蒸汽和因此增加的运行成本时，蒸发站效数的选择将是不合理的。国内蒸发站通常采用的是 4～6 效蒸发站。

在多效蒸发站中，黑液、蒸汽、冷凝水、不凝性气体等都有一套一般通用的工艺流程。

（1）黑液流程　稀黑液在进效前一般需要用浓黑液或半浓黑液调节到适合的浓度，一般为 18％～19％。

黑液的供料流程有三种：顺流式、逆流式和混流式。

顺流供液：黑液流程与蒸汽流程相同，即均由第一效流至最后一效。顺流的优点是设备和管线安装简单，操作与控制方便，黑液从前一效到下一效可借效间压差输送，无需安装黑液泵。缺点是浓度逐效增加而温度逐效降低，粘度逐效升高，使温差减小，流速降低，传热系数也逐效降低，难以生产较高浓度的黑液。

逆流供液：黑液的流动方向与蒸汽流动方向完全相反，即黑液先进入最后一效，然后逆向而上，浓黑液由第一效送出，而蒸汽则由第一效进入。逆流的优点是随着黑液浓度逐效提高，温度也逐效提高，黑液粘度增加较慢，总的传热系数较大，可以生产较高浓度的黑液，加热面积可比顺流减少 30％～40％。缺点是：各效之间必须用泵输送黑液。动力消耗大；

需用预热器加热黑液，操作复杂，必须有完善的控制测量仪表，否则很难稳定运行；辅助设备较多，投资较大。

混流供液：混液兼有顺流和逆流的优点，因此在实际生产中多用混流供料流程。此法由中间效进液，顺流到末效再返回Ⅰ、Ⅱ效。

以五效蒸发站为例，有以下两种混流流程：

稀黑液—预热器—Ⅲ—Ⅳ—Ⅴ—除皂—Ⅰ—Ⅱ—浓黑液

稀黑液—预热器—Ⅲ—Ⅳ—Ⅴ—除皂—Ⅱ—Ⅰ—浓黑液

这两种流程可一次出浓黑液，也可采用大循环出半浓黑液，小循环出浓黑液的操作方法。大循环时用低温半浓黑液和稀黑液调节浓度后进效，经Ⅲ、Ⅳ、Ⅴ效后，撇除皂化物，再送入Ⅰ效和Ⅱ效，半浓液送入高温半浓液槽。小循环时用高温半浓液和稀黑液调浓后以较小流量泵入后三效蒸发，送入中间槽再泵入前两效蒸发成浓黑液。

大、小循环交替有利于在大循环时借稀黑液洗涤Ⅰ、Ⅱ效蒸发器加热元件，但操作不便。国内一些小型木浆厂和草浆厂蒸发黑液多采用这种方式。

树脂含量高的木浆的黑液含有较多的皂化物。皂化物的存在给黑液蒸发和燃烧均带来严重的障碍，必须在蒸发工段有效撇除。当黑液浓缩时，皂化物开始从黑液中沉析出来。沉析皂化物的最大固形物浓度为25%～28%，所以宜在半浓黑液槽撇除皂化物。草类浆黑液因不含树脂酸等物质，在蒸发流程中不必除皂。

(2) 蒸汽流程　在多效蒸发过程中，无论采用哪一种黑液流程，蒸汽均采用顺流流程。即新蒸汽送入Ⅰ效，Ⅰ效产生的二次蒸汽送入Ⅱ效，依此顺序向后，最后一效的二次蒸汽进入冷凝系统。有的蒸发站设了两体Ⅰ效蒸发器，则新蒸汽同时引入ⅠA及ⅠB两效，所产生的二次蒸汽均引入Ⅱ效。其目的是增加以下各效的热源。此种做法称为双Ⅰ效。也有的蒸发站设计了加热面积较其他各效大许多，且具有ABC三个独立加热室的Ⅰ效。目的除了达到各效间的热平衡外，更主要的目的是在两个加热室连续生产浓黑液的同时，用稀黑液或清洗液清洗第三个加热室，有效防止和消除浓黑液蒸发时在加热元件表面的结垢，提高蒸发效率。当蒸发站生产能力较大时，也常将Ⅰ效分为三体结构，即三台蒸发器组成Ⅰ效，也能达到同样目的。这时，新蒸汽同时引入Ⅰ效各加热室（体）。黑液预热器可使用新蒸汽或二次蒸汽，将由整个蒸发站的热平衡设计决定。

作为辅助的副流程，新蒸汽也引入各效和汽提塔，在非正常生产时使用。

(3) 冷凝水流程　Ⅰ效蒸发器和其他用新蒸汽作为热源的设备，排出的冷凝水是清洁的新蒸汽冷凝水，经阻汽疏水器排出，或经冷凝水闪蒸罐闪蒸后，送动力锅炉回用。其余各效二次蒸汽冷凝水通过U形管或节流孔板逐效往下流到末效。为了降低污染，目前新设计的板式降膜蒸发站的冷凝水流程均考虑实现清浊分流。方法是蒸发站的末几效和表面冷凝器的内部采用了有自汽提作用的低BOD（生物耗氧量）设计，将二次蒸汽冷凝水净化、分流为两部分，轻污冷凝水用于洗浆、白泥等洗涤用途。重污冷凝水送汽提塔，经汽提除去污染物质后并入二次冷凝水贮存槽，蒸发站实现了无污染排放。

(4) 不凝气（臭气）流程　各效汽室内的不凝气体，一般都从各汽室分别引入总管接到汽水分离器，经分离后的不凝气排入冷凝及真空系统。为了减轻不凝气臭味的污染，以前的做法是在真空泵内以稀白液作水环吸收臭气，饱和后仍可返回苛化使用，但这种流程的缺点一是稀白液以这种方式吸收臭气的效率极有限，二是仅能吸收硫化氢气体，不能消除其他污染物质，如甲醇、甲硫醇等。

目前的设计是新蒸汽的泛气直接排空，将不凝气也分为低浓臭气和高浓臭气两部分：黑液槽、重污水槽泛气并入全厂的低臭气系统，送入碱回收工段经液滴分离器分离液滴，再经低压蒸汽加热器加热后，由风机喷入碱炉燃烧（最好送入动力锅炉燃烧）。二效以后蒸发器的泛气送入表面冷凝器再次冷凝。真空系统和汽提系统的不凝气为高浓臭气，处理方法：一是将高浓臭气汽提系统的汽提汽送入甲醇塔蒸馏，蒸馏后的气体进入初冷凝器冷凝大部分水蒸气，剩余气体送入最后冷凝器液化成甲醇溶液回收，排出的不凝气和表面冷凝器排出的臭气一起，分别用各自的专用管道由蒸汽喷射泵送苛化工段的石灰回转窑燃烧。二是不回收甲醇，直接用蒸汽喷射泵，经独立的管道，将真空系统和汽提系统的浓臭气送石灰回转窑燃烧。值得注意的是高浓臭气含甲醇等易燃易爆物质，遇明火有爆炸的危险，不能用以电机驱动的风机输送，应使用蒸汽喷射泵安全输送。

3. 各种典型的蒸发站

1）四效短管蒸发站

典型短管蒸发站见图 9-3，这种短管蒸发站多用于中小型纸厂。所以一般以投资低、易操作为原则。

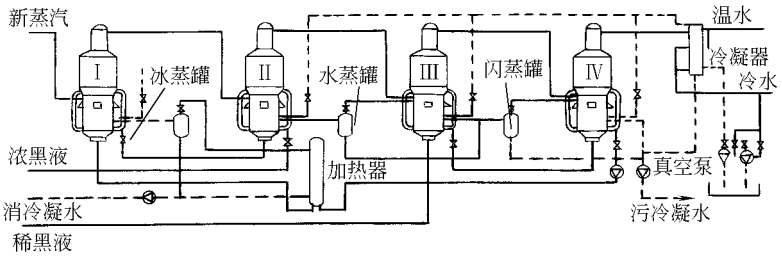


图 9-3　短管蒸发站

Ⅰ-Ⅰ效蒸发器　Ⅱ-Ⅱ效蒸发器　Ⅲ-Ⅲ效蒸发器　Ⅳ-Ⅳ效蒸发器

短管蒸发器通常采用 4 效流程，黑液流程采用混流。新蒸汽进入Ⅰ效的加热室，黑液被加热后在分离室内蒸发，二次蒸汽通过二次蒸汽管进入Ⅱ效的加热室。Ⅰ～Ⅳ效依次串联，Ⅳ效的二次蒸汽通过冷凝器进行冷凝。冷凝器可采用直接冷凝器或间接冷凝器。直接冷凝器用水量大，而且会造成水的二次污染；而间接冷凝器因冷却水与二次蒸汽不直接接触，因而可得到大量清洁的热水，将二次蒸汽的热量回收利用。黑液则采用混流流程。

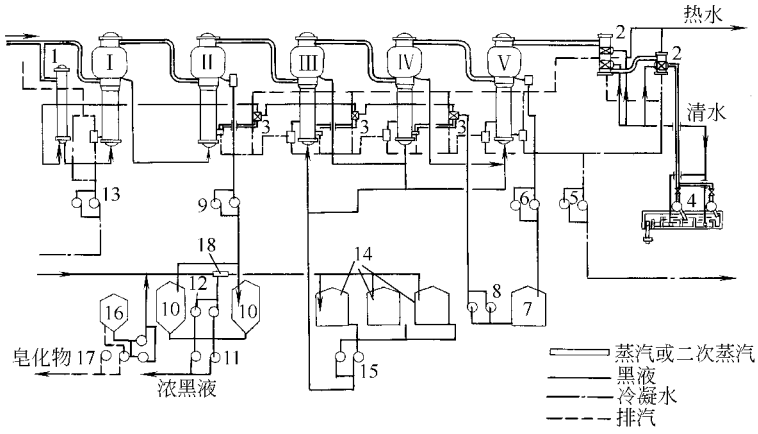


图 9-4　五效长管升膜蒸发站

Ⅰ、Ⅱ、Ⅲ、Ⅳ、Ⅴ-五效中各效长管升膜蒸发器

1—辅助加热器　2—表面冷凝器　3—螺旋热交换器　4—真空泵　5—污冷凝水泵　6—Ⅴ效泵　7—半浓黑液槽　8—半浓黑液泵　9—1 效泵　10—浓黑液槽　11—浓黑液槽输送泵　12—浓黑液循环泵　13—新鲜冷凝水泵　14—稀黑液槽　15—稀黑液泵　16—皂化物槽　17—皂化物泵　18—稀浓黑液混合器

2）五效长管升膜蒸发站及其蒸发流程

图 9-4 是一个以分离器在上的长管升膜蒸发器为主体的五效真空蒸发系统。这套设备由于在流程、设备结构和配套设备方面作了改进，与国内其他蒸发站比较，具有效率高、运行稳定、操作简单、潜力大等特点。

（1）流程　用浓黑液将稀黑液调至合适的进效浓度后，按一定的流量比例，如 6∶3∶1，

分别送入Ⅲ、Ⅳ、Ⅴ效。从Ⅴ效分离器出来的半浓黑液，用泵送至半浓黑液糟。半浓黑液槽经过三个串联的螺旋换热器和一个辅助加热器加热后。进入Ⅰ效，借助于压差，由Ⅰ效进入Ⅱ效。从Ⅱ效出来的黑液达到了最终浓度。

新蒸汽进入Ⅰ效，Ⅰ效产生的二次蒸汽进入Ⅱ效，以加热Ⅱ效里液，如此重复，依次到Ⅴ效。最后一效的二次蒸汽不再采用以往的直接接触冷凝的方法，把大气压冷凝器改为一个双体螺旋换热器和一个单体螺旋换热器串联组成的表面冷凝器，冷凝二次蒸汽。这可以节约大量用水充分利用二次蒸汽的余热和获得大量的干净热水，并减少了污水的排放量。经过表面冷凝器冷凝后的少量蒸汽和不凝性气体用喷射式真空泵抽走。Ⅰ效加热室的冷凝水经汽水分离后，送回锅炉房循环使用。Ⅱ、Ⅲ、Ⅳ效冷凝水经分离后，产生的废气分别送入三个螺旋换热器，用来依次加热来自半浓黑液槽的黑液，使半浓黑液升温后，再进入辅助加热器。Ⅱ、Ⅲ、Ⅳ效出来的冷凝水和螺旋换热器排出的冷凝水共同进入相应的冷凝水闪蒸罐。闪急蒸发产生的二次蒸汽用作下一效加热室的补充热源。蒸发器的冷凝水逐效依次流向Ⅴ效冷凝水分离器，汇合后用泵抽走。

由于合理布置流程，再加上双程蒸发器的两组黑液加热管是可以相互切换的，即黑液先经Ⅰ组然后经Ⅱ组的流程，在工作一段时间后可切换为先经Ⅱ组然后再经Ⅰ组的流程，就能产生清洗管壁的作用，减少管垢，而又不影响黑液蒸发的生产能力和降低黑液的浓度。结垢现象虽然仍不可完全消除，但不很严重，可用定期轮换清洗办法来解决。

(2) 设备特点　蒸发器是蒸发站的主体设备，Ⅰ、Ⅱ效是蒸发站的高浓效，它的加热室采用双程结构。Ⅲ、Ⅳ、Ⅴ效作为低浓效，它的加热室采用单程结构。Ⅰ、Ⅱ效加热面积比Ⅲ、Ⅳ、Ⅴ效略大，约为 7∶6，这样就弥补了黑液在高浓度时，粘度增大、传热系数降低、蒸发强度下降的缺陷，使各效蒸发能力趋于合理。由于Ⅰ效蒸发器加热面积和黑液流速的增大，二次蒸汽增多，使Ⅱ效蒸发器加热室得到较多的蒸汽，提高了蒸发能力。如此类推，整个蒸发站的能力就能充分发挥。此外，采用双程结构，提高了黑液流速，避免了Ⅰ、Ⅱ效黑液过热和产生干结的现象。

二次蒸汽管道的排列有了明显的改进，在Ⅰ效和Ⅴ效之间增设了一根直径渐扩的横向汽管，它与各效的汽管和阀门连接，可以停止向任何一效蒸发器通入蒸汽，进行检修。当启动蒸发站时，可以开启接通各效分离室的汽管阀门预热各效蒸发器，这对生产操作带来方便。

Ⅱ效和Ⅴ效黑液出口装有浮子式液位调节装置，用以控制稳定液位，保证黑液不带走蒸汽，避免黑液输出泵抽空。由于该蒸发站操作条件稳定，保证了黑液、冷凝水以及不凝性气体流量的均匀。各效之间的黑液管路、各效自蒸发器的冷凝水管路、Ⅴ效分离室顶部和Ⅳ效螺旋换热器的不凝性气管线上均采用控制流量的孔板，使结构趋于简化。同时各效之间的黑液管不用 U 形管，改用孔板控制阻力，达到不“窜效”的目的。这样的设计布置紧凑，比 U 形管优越。

该系统用于草浆黑液蒸发时，由于草浆黑液含硅量高、浓度低、粘度大和易结垢，再加上黑液粘度随浓度的增加而增加，当达到一定浓度后，会出现突变点，即浓度增加不多，而粘度迅速增大，突变点前后粘度差异很大。草浆黑液不仅粘度大，其突变点比木浆低，所以草浆黑液的出效浓黑液的浓度应控制在突变点以下（固形物含量 35% 以下）。然后用增浓的办法适当提高浓度。大、中型厂可采用板式降膜蒸发器增浓，即采用管板结合型式的蒸发站。其中，管式蒸发器增浓出效半浓黑液，板式蒸发器增浓出效浓黑液。

3）六效全板式降膜蒸发站及其蒸发流程

六效板式降膜蒸发站的工艺流程见图 9-5。它是一种新型的碱回收蒸发系统，具有热效率高、节能、运行方便可靠、污染少、一次出浓黑液等特点。

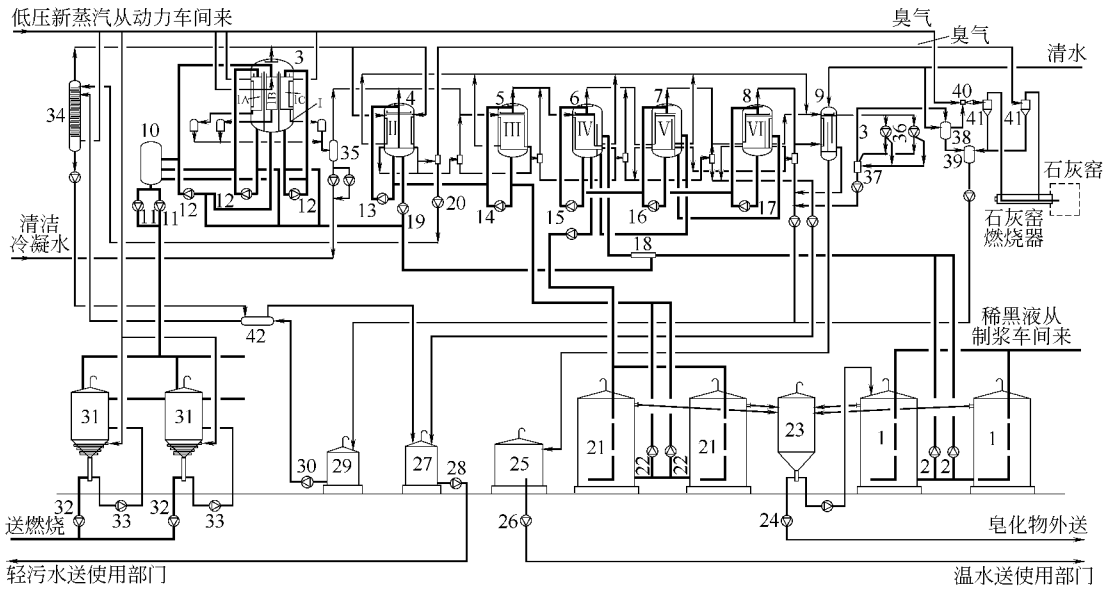


图 9-5　六效板式降膜蒸发站

1—稀黑液槽　2—稀黑液泵　3、4、5、6、7、8—Ⅰ、Ⅱ、Ⅲ、Ⅳ、Ⅴ、Ⅵ效板式降膜蒸发器　9—表面冷凝器　10—浓黑液闪蒸罐　11—浓黑液送出泵　12—Ⅰ效循环泵　13—Ⅱ效循环泵　14—Ⅲ效循环泵　15—Ⅳ效循环泵　16—Ⅴ效循环泵　17—Ⅵ效循环泵　18—黑液混合器　19—送Ⅰ效黑液泵　20—重污水泵　21—半浓黑液槽　22—半浓黑液泵　23—皂化物槽　24—皂化物泵　25—温水槽　26—温水泵　27—轻污水槽　28—轻污水泵　29—重污水槽　30—重污水泵　31—浓黑液槽　32—浓黑液泵　33—浓黑液槽循环泵　34—汽提塔　35—清洁冷凝水闪蒸罐　36—真空泵　37—收集槽　38—臭气水封槽　39—污冷凝水收集槽　40—蒸汽喷射器　41—旋风分离器　42—污冷凝水预热器

由于蒸发站全部采用板式降膜蒸发器，整个蒸发站的传热系数和有效温差都得到很大的提高，且没有静压头损失，热效率也得到较大的提高。所以，能量消耗可降至最低。采用全逆流流程，各效的温差也得到了较为合理的分配。在出浓黑液的一效可设计为 2～4 室或几个单独的单室蒸发器串联，通过仪表切换使几个室轮流进出稀、浓黑液或清洗，可以一次出浓黑液且出效的黑液浓度大大提高，而连续运转的周期也大为延长。在污冷凝水 BOD、COD 含量最高的最后两效，选用内部带汽提装置的板式降膜蒸发器，将冷凝水分离成轻污冷凝水和重污冷凝水。重污冷凝水量只占冷凝水总量的 10%，但却包含了冷凝水中全部 BOD、COD 含量的绝大部分。轻污冷凝水可直接回收利用。重污冷凝水经汽提塔汽提后，也可回收利用。汽提后的臭气送石灰回收炉或锅炉燃烧。这样，可将蒸发站的臭气和冷凝水的污染降至最低。

黑液流程为先经后三效顺流闪蒸：Ⅳ→Ⅴ→Ⅵ，然后再逆流蒸发的流程：Ⅵ→Ⅴ→Ⅳ→半浓槽→Ⅲ→Ⅱ→Ⅰ。如图 9-5 所示：从制浆车间来的浓度为 15%～16%的稀黑液进入稀黑液槽静置贮存，初步分离皂化物后，利用浓黑液把供料浓度调整到 18%左右泵送入第Ⅳ效蒸发器闪蒸室，利用效间温差闪蒸。经闪蒸后自流到第Ⅴ效闪蒸室，再闪蒸后自流进入第Ⅵ效，从第Ⅵ效开始转为逆流流程。黑液在Ⅵ效蒸发后依顺序泵回Ⅴ效，然后送Ⅳ效加热室蒸

发，出Ⅳ效后得到浓度为25%～30%，温度为70～80℃的半浓黑液。这是最佳的除皂浓度与温度，因为当黑液浓度为20%～30%时，皂化物的溶解度最低。故将半浓液送入半浓黑液糟静置贮存，进一步除去皂化物。稀黑液槽和半浓黑液槽撇出的皂化物送入皂化物槽，再泵送塔罗油回收工段。已除皂的半浓黑液由泵送至Ⅲ效，蒸发后再由Ⅲ效循环泵送入Ⅱ效，同样由Ⅱ效循环泵送入Ⅰ效。Ⅰ效分为加热面积相等的A、B、C三个室，采用定期切换顺序的串联流程，即由ABC变为BCA、CAB，最后又回到ABC。每4h左右倒换一次，通过改变各室黑液的浓度来清洗加热元件，保持加热元件表面的清洁。一旦发生结垢现象时，出现结垢的室由仪表切换进入清洗状态，不参与生产浓黑液。出1效的浓黑液浓度可达65%以上，经浓黑液闪蒸罐闪蒸后泵送至浓黑液槽贮存，再泵送燃烧工段。

蒸汽流程为顺流，即新蒸汽首先送入Ⅰ效加热，产生的二次蒸汽作为热源送入下一效，依此类推，末效的二次蒸汽送入板式冷凝器冷凝。

Ⅴ、Ⅵ效和表面冷凝器都采用了低BOD设计，在冷凝水系统中实现了轻（清）、重（浊）分流。前三效（Ⅰ、Ⅱ、Ⅲ效）的二次蒸汽凝水中，由于黑液中易挥发物含量低，作为轻污凝水单独收集，可用于洗涤或苛化。后三效（Ⅳ、Ⅴ、Ⅵ效）的二次蒸汽凝水中，由于BOD含量较高，经过Ⅴ效、Ⅵ效和表面冷凝器自汽提处理后，有90%以上的污凝水可变成轻污凝水（BOD除去率约80%），可贮存于轻污凝水槽中供各部门使用。重污凝水量只占总量的10%以下，贮存于重污凝水槽。重污凝水泵至预热器预热后送汽提塔处理。汽提塔热源由Ⅰ效二次蒸汽或新蒸汽供给，汽提塔顶排出的二次蒸汽和臭气进入Ⅲ效的一组独立的加热元件冷凝。这组加热元件起到了汽提后置冷凝器器的作用。不凝气（即臭气）由蒸汽喷射器送至石灰回收工段烧掉。汽提塔底部排出的是高温低污染冷凝水，进入预热器间接加热送入汽提塔的重污凝水后，并入轻污凝水槽贮存，供洗浆和白泥洗涤使用。

此外，蒸发站也考虑了三种水洗流程：后三效水洗（前三效继续出浓黑液）、前三效水洗（后三效继续出半浓黑液）、全程水洗。

4）高浓（超高浓）蒸发站及其蒸发流程

影响把黑液提高到高浓度的限制因素是黑液的高粘度，它使得黑液难以泵送和处理。芬兰奥斯龙公司20世纪80年代开发的黑液热处理技术和新开发的压力储存黑液的技术（结合结晶蒸发技术）都被实践证明是获得80%高浓黑液的成功技术。

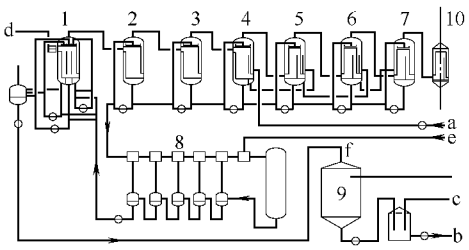


图9-6　具有黑液热处理系统的七效高浓黑液蒸发站

1—板式增浓蒸发器　2～7—Ⅰ～Ⅵ效板式降膜蒸发器　8—黑液热处理系统　9—常压黑液槽　10—表面冷凝器　a—进效稀黑液　b—送碱回收炉的超高浓黑液（81%～83%）　c—碱灰　d—低压蒸汽　e—高压蒸汽　f—高浓黑液（80%）

（1）具有黑液热处理系统的高浓黑液蒸发站工艺流程　热处理技术是让黑液在反应器的高温环境下（180～190℃）进行热裂解，通过黑液热处理的裂解作用，使黑液粘度降低。对木浆黑液而言，热处理使常压下80%浓度的黑液粘度降低到200～300MPa·s，这是离心泵可以安全泵送的粘度范围。黑液热处理技术最有吸引力的应用是：当用于处理草浆黑液，草浆黑液粘度降低的效果比木浆大得多，蒸发的草浆黑液浓度可以从目前的45%～50%升高到60%～65%的水平，无需再经圆盘蒸发器而直接进入低臭型燃烧炉燃烧。

如图9-6所示的七效蒸发站已于1989年在芬兰运行。热处理系统由一系列闪蒸罐、黑液间接加

热器及一台反应器组成。热处理通常放在蒸发站的Ⅰ效蒸发（增浓）器之前，即经热处理后再进行增浓蒸发。蒸发站的黑液流程是：由黑液提取系统来的稀黑液调浓后进入Ⅳ效闪蒸室闪蒸，然后依次进入Ⅴ、Ⅵ效闪蒸室，闪蒸后进入Ⅶ效，由Ⅶ效开始进行Ⅶ－Ⅵ－Ⅴ－Ⅳ－Ⅲ－Ⅱ效的板式蒸发站典型的逆流蒸发流程，得到浓度为45%～50%的黑液。用泵将黑液送入一系列加热器中，用高压蒸汽逐级加热到180～190℃后，进入反应器保温1～2h，黑液在反应器内进行裂解。处理后的黑液送自蒸发罐逐级减压并发生自蒸发，产生的二次蒸汽送加热器作为加热热源。由于热裂解，黑液中的木素大分子、半纤维素大分子等发生降解，使黑液粘度不可逆转地降低65%～75%。热处理后的低粘度黑液送入普通的三室板式降膜蒸发器增浓到75%～80%，不需用高压黑液储存器，高浓黑液经浓黑液闪蒸罐闪蒸后泵入浓黑液储存槽在常压下贮存后，仍以传统方式泵送到芒硝黑液混合槽，在混合槽中与芒硝、碱灰等混合后，泵送入低臭型碱回收炉燃烧。

与黑液的压力储存技术相比，热处理技术有其优势：75%～80%浓度的黑液可以在常压下储存；在大多数情况下，碱灰和芒硝仍以传统方式在黑液进碱炉前与黑液混合；黑液热处理也降低了Ⅰ效蒸发器的洗涤需求；最大的好处还是在碱炉，经热处理的黑液即使在稍低的浓度下，也能使碱炉达到高效率、少积灰以及稳定运行的效果。

（2）利用压力储存黑液技术的高浓黑液蒸发站工艺流程　压力下储存黑液的蒸发技术是基于在高温下黑液的粘度显著降低，温度在140～150℃时，80%浓度黑液的粘度在200～300MPa·s的粘度范围内，黑液可以用泵安全输送。蒸发得到的浓黑液在被送到黑液喷枪的过程中，所有的贮槽管线都处于压力状态。

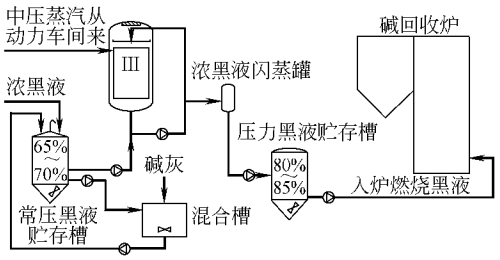


图9-7　采用压力贮存黑液技术的蒸浓器

图9-7是一个带黑液压力储存的蒸浓器的流程。首先在一列传统的蒸发站里将稀黑液蒸发到65%浓度，超过Na_2SO_4和Na_2CO_3的结晶点；蒸发站Ⅰ效的三体通过切换洗涤保持加热面洁净；将65%的浓黑液储存在常压贮存槽，再送入混合槽与碱炉的飞灰、静电除尘器的碱灰混合。混合后进入超浓蒸发器，通过使用中压蒸汽把黑液温度升到足够高的水平以降低黑液粘度，并补偿高浓黑液的沸点升高，最终将黑液蒸发到需要的浓度。蒸发出来的高浓黑液通过闪蒸罐闪蒸，降低压力和温度后，把黑液储存于一个压力储存槽里。控制储存槽的压力使黑液保持一定的温度以降低粘度，再泵送进碱炉燃烧。

与黑液热处理相比，黑液压力储存技术的优点是：能蒸发80%以上浓度的黑液；黑液进碱炉前不需要很麻烦的间接加热系统；在新建工程中，使用压力储存技术蒸发高浓黑液所需的投资低；但对改造工程，黑液热处理会更有吸引力。

（三）燃烧流程

1. 木浆黑液燃烧流程（以单汽包低臭式碱回收炉为例）

如图9-8所示，将蒸发工段来的浓度约为65%的浓黑液送入浓黑液槽贮存，然后送到芒硝黑液混合器与芒硝充分混合，经黑液加热器加热至110℃后泵送碱回收炉燃烧。黑液喷枪一般采用炉侧固定对喷的形式，且压力不宜超过0.2MPa（表压）。在碱回收炉的炉膛内，黑液经过高温烟气干燥，其中的有机固形物发生燃烧，而无机固形物熔化后则留在炉膛底部的炉床上。碱回收炉可以是紧身封闭或半露天布置的型式。为减少积灰和恶臭气体排放，炉

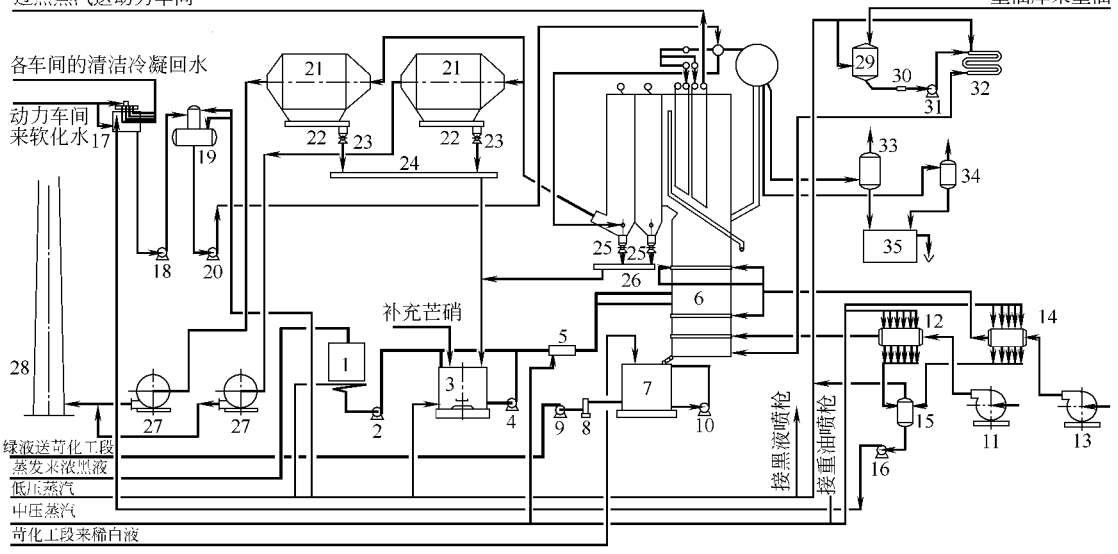


图 9-8　木浆黑液燃烧流程

1—浓黑液槽　2—黑液泵　3—芒硝黑液混合器　4—入炉泵　5—黑液加热器　6—碱回收炉　7—溶解槽　8—绿液过滤器　9—绿液泵　10—消音泵　11—一次风机　12—一次风加热器　13—二、三次风机　14—二、三次风加热器　15—闪蒸罐　16—冷凝水泵　17—软化水槽　18—给水泵　19—除氧器　20—电动给水泵　21—静电除尘器　22—输送机　23—锁气器　24—输送机　25—锁气器　26—输送机　27—引风机　28—烟囱　29—重油贮存槽　30—过滤器　31—重油泵　32—重油加热器　33—定期排污膨胀器　34—连续排污膨胀器　35—降温井

子采用较先进的低臭式单汽包喷射炉。

黑液固形物经过燃烧，停留在炉膛底部的无机熔融物顺着溜槽流入溶解槽内，用稀白液溶解成绿液，经过滤后连续泵送苛化工段。为降低熔融物到达溶解槽液面之后的噪音，溶解槽应配有绿液及蒸汽消音装置，绿液浓度可根据蒸煮要求的白液浓度进行控制。高温熔融物在溶解槽溶解时会产生大量含有碱尘的蒸汽，因此，溶解槽排汽需经过洗涤器洗涤后，再由排气风机送往高处排放。

碱回收炉给水品质要求较高，因此主要使用纸厂各车间的清洁冷凝回水，不足部分由动力车间送来的脱盐软化水补充。软化水和收集的清洁冷凝水先进入软化水槽贮存，经高压除氧器除氧后泵送碱回收炉的锅炉。利用黑液中有机固形物燃烧产生的热量所生产的过热蒸汽，经过喷水减温处理达到要求的温度后，送动力车间并汽发电。碱回收炉的热效率在65%以上。

为了使炉内黑液正常均匀的燃烧，保证炉膛底部有较高和较均匀的温度，提高芒硝还原率，燃烧所需空气分三次送入炉膛。第一次风系统有一台单独的风机，第二、三次风系统共用一台风机，一般由以中压蒸汽为热源的加热器把空气加热到 150～180℃ 再送入炉内。三次风的分配比例为：第一次风 40%～45%；第二次风 45%～50%；第三次风 10%～15%。

为了减少大气污染排放，烟气除尘系统采用静电除尘的方式，除尘效率为≥99%，烟气含尘浓度≤100mg/m^3。处理后的烟气被带调速装置的引风机送入高度为 80m 以上烟囱排放。

纸厂的碱回收率一般为 92%～96%（草浆的低一些），碱的损失部分常采用芒硝补充。外来补充芒硝先经过反击式破碎机粉碎，成为 20mm 以下的粒度后，由斗式提升机送到芒硝筛筛选，再进入芒硝仓贮存。经给料器均匀给料，芒硝由埋刮板输送机输送，与静电除尘

器、省煤器下部收集的碱灰一起送入芒硝黑液混合器与黑液均匀混合。

碱回收炉配置点火油枪和负荷油枪及火焰检测器。使用重油作为开、停炉及特殊情况下的燃料，设置了重油加热器，将重油加热到接近沸点，再由油枪喷入碱炉燃烧，油枪可根据需要采用蒸汽雾化或机械雾化的形式。

2. 麦草浆黑液燃烧流程（以双汽包麦草浆碱回收炉为例）

麦草浆黑液燃烧工艺流程以实现稳定的燃烧为目的，必须要考虑到麦草浆黑液发热量低、粘度大、含硅量高、半纤维素含量高、杂细胞多、易变质、易产生沉淀等特性。因此，麦草浆燃烧与木浆黑液燃烧在流程设计上有明显不同：首先是进风温度不同。麦草浆燃烧时进炉的一、二、三次风先经空气加热器加热，使风温提高到 150℃ 后，一、二次风再经燃烧炉尾部的板式换热器使入炉风温达到 280℃。目的是提高炉膛干燥区、燃烧区的环境温度和熔融区温度，弥补单靠垫层的储热量不能建立利于稳定燃烧的熔炉区高温环境的不足，使黑液经雾化、干燥后能完全燃烧，含硅量高的熔融物能顺利流出。其次，麦草制浆多采用烧碱法，故无需木浆黑液燃烧的芒硝补充系统。木浆碱灰是先在碱灰溶解槽溶解，碱灰液再送入芒硝黑液混合器，然后入炉燃烧，碱灰只在燃烧本系统内处理。麦草浆碱灰处理采用把碱灰直接送入溶解槽。静电除尘器排出的碱灰先进入碱灰溶解槽溶解成碱灰液后，也泵入溶解槽，再一起送苛化工段。目的是避免大量的碱灰液在燃烧炉、碱灰溶解槽、黑液中间槽内循环、沉淀，影响流程的通畅。再次，麦草浆黑液入炉燃烧的浓度与木浆不同。木浆黑液的入炉浓度一般要求在 55%～65%，有的甚至在 70% 以上，浓度越高黑液的燃烧越稳定。但麦草浆的黑液粘度比木浆的高出几倍，输送困难，有的草浆厂发现当浓度超过 50% 时，麦草浆黑液在炉内的雾化效果极差，造成干燥不良、燃烧不充分等后果，表明入炉浓度并非越高越好，认为麦草浆黑液入炉燃烧最佳浓度是 45%～48%，温度 105℃。

麦草浆黑液燃烧流程如图 9-9 所示。从蒸发工段来的麦草浆黑液浓度一般为 40%～43%，温度为 80℃，送入黑液槽 1，再通过黑液泵送入圆盘蒸发器 2，与烟气直接接触蒸发到 45%～48% 浓度，95～110℃ 温度后进入黑液中间槽 3。再由入炉黑液泵泵至黑液加热器加热至 110～115℃，通过喷枪喷入燃烧炉 5 燃烧，多余的黑液通过回流管返回黑液中间槽 3。燃烧得到的熔融物通过溜槽排入溶解槽 6，绿液（和碱灰混合液）经绿液过滤器 7 过滤后，泵送苛化工段。辅助燃料重油从储油罐 17 中用油泵 18 送重油加热器 19 用蒸汽间接加热，再通过母管及重油燃烧器从一、二次风口进入炉内。采用母管回油，多余的重油返回储油罐。一、二次风由一、二次风风机 13 送入空气加热器 14，用蒸汽加热到 150℃ 后，进入碱回收炉的烟气－空气预热器加热，风温可达 250～280℃，再分别进入一、二次风道，经风嘴送进炉膛。三次风由三次风风机 15 送进空气加热器 16 用蒸汽加热至 150℃ 进入三次风道，经风嘴进入

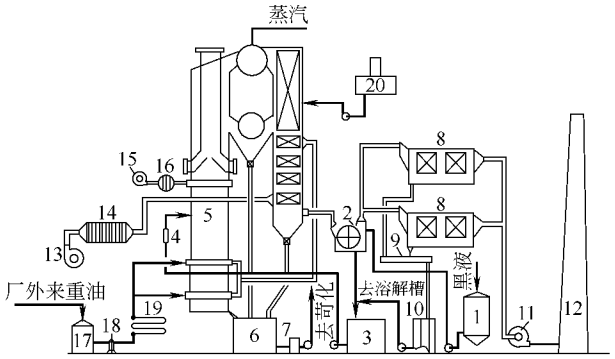


图 9-9　麦草浆黑液燃烧流程图

1—黑液槽　2—圆盘蒸发器　3—黑液中间槽　4—黑液加热器　5—碱回收炉　6—溶解槽　7—绿液过滤器　8—静电除尘器　9—埋挂板输送机　10—碱灰溶解槽　11—引风机　12—烟囱　13—一、二次风风机　14、16—空气加热器　15—三次风机　17—储油罐　18—油泵　19—重油加热器　20—除氧器及水箱

炉膛。三次风也可使用室温空气。燃烧生成的烟气从碱回收锅炉尾部烟道出来，进入圆盘蒸发器 2，再经过圆盘阀进入并联的两台静电除尘器 8，除尘后的烟气由引风机 11 引入烟囱 12 排空。下汽包及尾部排出的碱灰通过灰斗送入溶解槽 6，而静电除尘器排出的碱灰经埋挂板输送机 9 送入碱灰溶解槽 10，溶解成碱灰液后也泵入溶解槽 6 与绿液混合。从除氧器及水箱 20 来的软化水由给水泵送进碱炉省煤器，在炉内通过热交换产生的蒸汽送使用部门。

（四）苛化流程

苛化流程要达到的目标是：适当高的苛化率，以减少碳酸钠在系统内循环；足够的白液浓度；白液保持一定的温度，以节约蒸汽；白液澄清好，以免蒸发等传热面产生钙结垢；白泥残碱量和干度达到石灰回收的要求。

苛化工艺有两种流程，一种是间歇苛化、另一种是连续苛化。间歇苛化多在中小型厂使用，本章不作讨论。

木浆碱回收的连续苛化流程示例如图 9-10 所示。燃烧工段送来的绿液先进入绿液稳定槽，使绿液的流量与浓度变化得以平衡，波动较为稳定后，泵送绿液澄清器。绿液澄清器由澄清区（下部）和贮存区（上部）组成，在澄清区绿泥与绿液分离开，绿泥下沉到澄清器底部。汇集在澄清器底部的绿泥泵送预挂式绿泥过滤机进行洗涤和脱水后送出车间。澄清的绿液泵送至石灰消化器与回收石灰一起进行消化，消化乳液送入三台连续苛化器，苛化后的乳液自流到苛化乳液槽，然后泵送白液压力过滤器。澄清白液自流到白液贮存槽并泵送制浆车间，这时的白液澄清度一般≤30mg/kg。白液过滤器过滤元件上的白泥则定期反冲洗，汇集到过滤器的锥底，经刮泥刀连续均匀地流送至白泥稀释槽，稀释后泵送白泥洗涤器，所得稀白液自流到稀白液贮存槽并泵送燃烧工段溶解槽。白泥则送至白泥贮存槽，经调浓后送预挂式白泥过滤机进行洗涤和脱水。洗涤浓缩后的白泥干度为 70%～78%，残碱含量在 0.5%以下（Na_2O 计），由输送机直接送白泥回收工段。

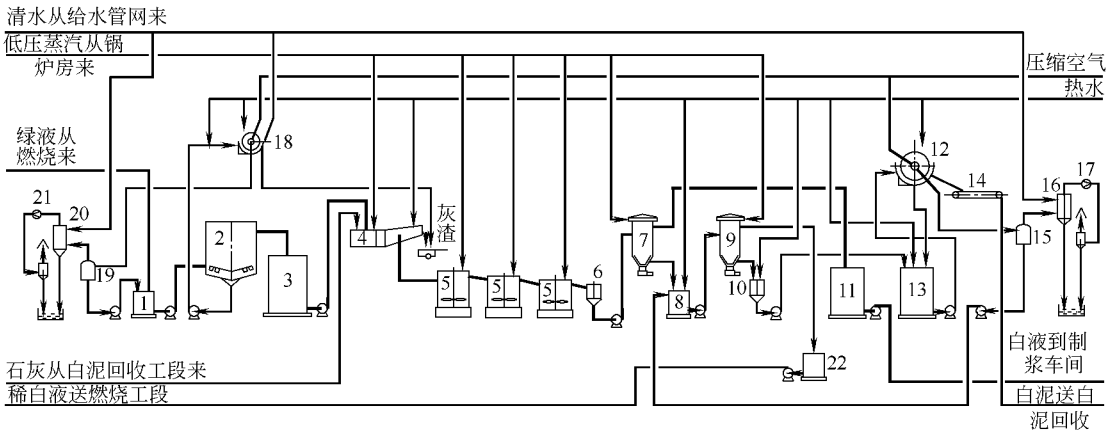


图 9-10　苛化流程

1—绿液稳定槽　2—绿液澄清器　3—绿液贮存槽　4—石灰消化器　5—连续苛化器　6—苛化乳液槽　7—白液过滤器　8—白泥稀释槽　9—白泥洗涤器　10—白泥混合槽　11—白液贮存槽　12— 预挂式白泥过滤机　13—白泥贮存槽　14—输送机　15—真空槽　16—冷凝器　17—真空泵　18—预挂式绿泥过滤机　19—真空槽　20—冷凝器　21—真空泵　22—稀白液贮存槽

（五）白泥回收流程

白泥回收流程如图 9-11 所示。苛化工段的白泥由输送机送至生料螺旋输送机，与补充

石灰石以及静电除尘器、旋风分离器收集的粉尘一齐进入白泥干燥器，进一步脱除水分后，从尾部进入石灰窑。在窑内，物料迎着高温烟气沿倾斜方向向下翻滚，先后经链条干燥区、加热区至煅烧区，煅烧区的温度控制在 1050～1250℃ 范围。煅烧好的成品灰由窑头的卸料端排出，至冷却器冷却，经埋刮板输送机送至锤式粉碎机，与外来补充石灰一起粉碎后，形成粒度约为 10mm 的成品灰，经斗式提升机送入石灰仓贮存，供苛化工段绿液消化使用。石灰窑燃烧产生的高温烟气在窑尾的干燥器加热干燥白泥后，经旋风分离器分离出已干燥的白泥。烟气再进入静电除尘器进一步除去细小粉尘，达到环保要求后由引风机送至烟囱排放。

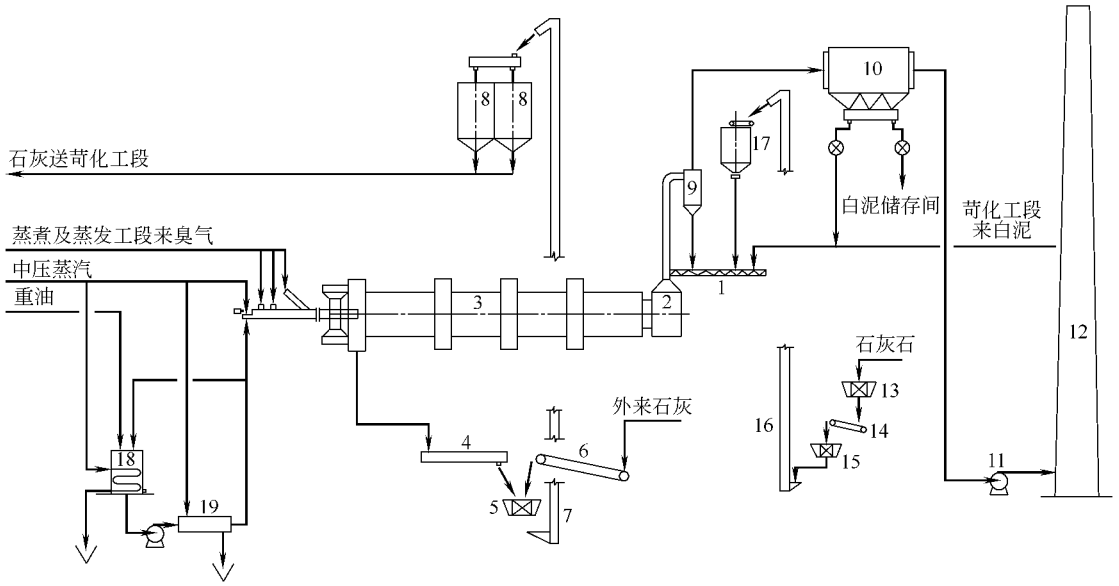


图 9-11　石灰回收流程

1—生料螺旋输送机　2—白泥干燥器　3—石灰窑　4—埋刮板输送机　5—锤式粉碎机　6—胶带输送机　7—斗式提升机　8—石灰仓　9—旋风分离器　10—静电除尘器　11—引风机　12—烟囱　13—颚式破碎机　14—胶带输送机　15—二次粉碎机　16—斗式提升机　17—石灰石仓　18—重油贮槽　19—重油加热器

石灰窑焙烧石灰所用的燃料为一般为重油，并可烧掉蒸煮工段和蒸发工段收集来的高浓臭气。重油宜采用中压蒸汽加热及雾化，才能达到良好的燃烧效果。

石灰回收所需补充的石灰石一般需经过颚式破碎机及二次粉碎机双程处理后，方能达到煅烧所要求的 0～15mm 粒度。粉碎好的石灰石由斗式提升机送至石灰石仓贮存，使补充的石灰石量能连续均匀地送入石灰窑，以保证最佳的石灰煅烧效果。

二、碱回收工程的发展

当前碱法制浆已基本占领了整个化学浆生产领域。尤其是硫酸盐法制浆，因得益于蒸煮、洗涤、筛选、漂白技术的飞速发展，以及占有环境保护方面的优势，在纸浆生产中占据了绝对的主导地位，目前硫酸盐纸浆产量已占纸浆总产量的绝大部分。碱回收成为了浆厂必不可少的组成部分。在我国各种原料，包括木材、蔗渣、竹子、芦苇、芒杆、麦草制浆均配备有碱回收，它在治理黑液污染、保护环境、节约资源能源，实现我国造纸工业的可持续发展方面起到了非常主要的作用。

目前全世界硫酸盐制浆厂大约每年排放一亿吨黑液固形物。除了将其燃烧回收化学药品

和热量外，其他任何可能的替代办法在目前看来都是不太现实的。因此硫酸盐法回收工艺自从它在1884年获取专利至今，在基本方法上并没有大的改变，但在工艺过程上已演变和改进成为了一系列界限明确的单元工序。可以说，碱回收工业的发展在大体上甚至快于制浆造纸工业技术。概括起来，现代碱回收技术正朝着如下几个方向发展。

（一）黑液浓度越来越高

高浓黑液给碱炉运行和环境保护带来了极大的好处：提高了碱炉运行的稳定性、安全性和经济性；提高了芒硝还原率；高浓黑液在碱炉中燃烧，温度可大大提高，钠吸收二氧化硫而生成硫酸钠，这意味着二氧化硫飞失可实际上降至零，降低烟气中的SO_2和硫化物的排放；无需加辅助燃料；高固形物含量黑液燃烧，飞灰的化学组分将变为偏碱性，飞灰不会粘结在加热表面，加热面较为清洁不易堵塞，可提高碱炉燃烧固形物的能力，增加碱炉蒸汽产量和增加汽轮机发电量。高浓蒸发显得越来越具吸引力。

20世纪70年代，蒸发后木浆浓黑液的最高固形物含量为60%～65%，80年代提高到68%～73%。黑液浓度提高的主要制约因素是黑液的高粘度，它使得黑液难以泵送、蒸发器结垢等。尤其是草浆黑液的高粘度和高含硅量，给蒸发、燃烧、苛化都带来了极大的干扰，常规的蒸发技术难以再进一步提高黑液的浓度。

80年代末，超级增浓技术的开发与应用，使高浓或超高浓蒸发成为可能。超级增浓技术大致归为以下六项：①黑液热处理技术（芬兰ANDRITZ）；②高浓黑液的结晶蒸发技术（芬兰ANDRITZ）；③压力储存技术（芬兰ANDRITZ）；④带蒸汽发生器的超级增浓系统；⑤蒸汽循环降膜蒸发器的超级增浓技术（瑞典Kvaerner）；⑥TuBEL unitsTM增浓技术（芬兰Tampella）。如木浆黑液经热处理，能使常压下80%浓度的黑液粘度降低到200～300MPa·s，可用离心泵安全地输送。通过黑液热处理的裂解作用，草浆黑液粘度降低效果比木浆更显著，使出蒸发站的蔗渣黑液浓度达到65%，很难蒸发的麦草浆黑液出站浓度也能保证在62%以上。未经热处理的麦草浆浓黑液入炉燃烧浓度一旦超过50%，雾化较为困难。而经过黑液热处理，使麦草浆黑液中的高分子量有机残余物裂解，产生不可逆转的降粘，雾化困难的问题得以解决，麦草浆黑液也能显现高浓燃烧的优点。

总之，先进的高浓黑液蒸发技术，正朝着90%以上的黑液浓度而蒸发器加热面却能连续生产无需中断来洗涤的目标迈进。

（二）碱回收设备的规模越来越大，效率越来越高

制浆技术的发展，如氧气脱木素和深度脱木素技术可将漂白前卡伯值30降到15；如采用活化氧气脱木素技术，将卡伯值降到10是可能的。可以预期今后10年左右，完全的无氯漂白会成为现实。既然硫酸盐法制浆技术发展的总趋势是无氯深度脱木素，在有氯化合物漂白前脱除的木素越多，则碱和有机溶出物就越多，这一趋势表明碱回收系统和设备必须具备比以往更大的吨浆固形物处理能力。

促使碱回收规模增大的另一原因是纸厂建设的规模效益。国际上碱回收锅炉的生产能力从20世纪70年代每天处理2000t固形物，到目前最大的碱炉已达日处理固形物4000t。除碱炉外，其他碱回收设备的最大生产能力的发展也有相似趋势。如目前最大的蒸发站（安德里兹公司提供）的蒸发能力已达1050m^3/h。由于规模效益，碱回收设备的规模越来越大，而吨浆投资却越来越低。

另一点就是设备效率的提高。而提高设备效率也等于提高产量。如苛化工段的绿液、白液的澄清，传统是采用静置的方法，现在多用压力过滤的方法。据报道更有效的布袋式滤饼

压榨过滤已研制成功并将投放市场。又如蒸发工段，传统是用低压蒸汽蒸发黑液，而现在国际上使用中压蒸汽蒸发高浓黑液，大大提高了蒸发效率。

（三）污染越来越少

不可否认，目前投资、能耗、环境是碱回收技术发展的主要影响因素和动力。现代的碱回收工艺及设备，在降低污染方面都取得了显著的效果：1980 年，带自汽提的板式蒸发站建成，其加热元件组合采用了冷凝水自汽提设计，在蒸发站内把二次冷凝水分成大量的干净冷凝水和少量的污冷凝水，实现了清浊分流；把重污水送汽提塔汽提成为清洁冷凝水，汽提出来的臭气送石灰窑烧掉，消除了污染；一次性将黑液蒸发到适于入炉燃烧的浓度，避免了了黑液与烟气直接接触蒸发对大气造成的污染；当送碱回收炉燃烧的黑液浓度达 72％～75％以上时，碱炉中的燃烧温度大为提高，从而使产生的钠蒸气吸收 SO_2 而生成硫酸钠，大大减轻甚至消除了 SO_2 对大气的污染。采用效率更高的电除尘器和苛化的压力过滤器、更有效的不凝气燃烧系统和气体洗涤器；碱回收炉的设计更科学，为了达到更稳定、高效的燃烧效果，多年来许多方面进行了深入的研究与实践。如送风层面的增减比较；水平切线送风、正向变量送风，甚至垂直送风方面的研究与改进等。目的都是使黑液燃烧和芒硝还原效果更好，从而在源头上减少或消除污染，变污染的被动处理为主动遏制和消除。

（四）仪表自动控制水平越来越先进

20 世纪 60 年代前碱回收车间生产采用常规仪表控制。60 年代初，开始用能合理地进行逻辑控制的电子模拟控制器，称为程序逻辑控制系统（早期的 PLC）。60 年代末期，主控电子计算机用来控制整台大型工艺设备，如造纸机。也用来进行工艺过程的控制，但并不可靠。70 年代中期，首先出现了集散控制系统（DCS）。这些系统用一次微机基础单回路控制网络连接到各操作控制点。微机功能的改进推动了开发多功能多回路控制器的发展；它可以运用许多回路，给监控系统提供了更多的、更直观的补充，如电视图像与动画结合，实现在线显示、控制。目前，PLC 结合计算机也能达到 DCS 的控制效果。面对碱回收生产需控制的变量、工艺参数多而复杂，信号反馈滞后严重的现实，智能化控制系统将发挥其重要的作用。随着计算机技术及网络技术的飞速发展，生产控制系统必将紧随造纸新技术的发展并为新技术的应用提供必要的保证。

第二节　黑液的蒸发与浓缩设备

一、蒸发器的类型

黑液蒸发器按其液流情况，以及加热面的设计、蒸发器结构、目的用途等不同，可以分成许多类型。而这些不同类型又交错组合，形成了各种各样的蒸发器，因此难以对蒸发器的类型进行界线清晰的划分。

黑液蒸发是通过热传递来实现的，而流动的液体经过传热面有三种运动方式：升膜式、降膜式和强制循环式。故按黑液运动方式可分为升膜式蒸发器、降膜式蒸发和强制循环蒸发器三类。黑液运动方式相同的蒸发器其加热面的设计也有较大的差别：若按加热部件结构的不同可分为管式和板式蒸发器两大类；因管式加热部件又有短管和长管之别，故有短管和长管蒸发器之分。而长管蒸发器又据分离器的结构位置不同分为分离器在外的和分离器在上长管蒸发器两种；据液室是否隔成几个部分又分为单程、双程或多程管式蒸发器。再有，据蒸

发器的用途等不同又有蒸发器、增浓器、结晶蒸发器等等之分。

为了便于重点讨论，本章只对短管蒸发器、长管升膜蒸发器、管式降膜蒸发器、板式降膜蒸发器、黑液增浓器、预蒸发设备等进行论述。

二、短管蒸发器

短管蒸发器是一种比较古老的蒸发器，用来蒸发黑液已经有较长的历史。把循环管布置在加热室内部的称为内循环蒸发器，把循环管布置在加热室外面的称为外循环蒸发器。

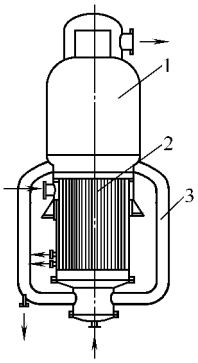


图 9-12　短管蒸发器
1—分离室　2—加热室　3—外循环管

图 9-12 是国内用于蒸发蔗渣浆黑液的外循环短管蒸发器，它由分离室、加热室和外循环管组成。黑液由加热室的底部通过锥形多孔挡板均匀地分布到加热管内，加热后上升到分离器的下部，在分离器内把二次蒸汽中的液沫分离后，二次蒸汽从顶部排出。浓缩后的黑液一部分送到下一效，一部分回循环管。循环管的截面积一般不小于加热管总截面积的 1/3。黑液的流动主要由加热管与循环管内黑液的密度差推动，因此进效黑液流量对加热管内流速的影响不大。它适合于单效温差较大下运行，故蒸发站的效数不宜多，以 3～4 效为宜。

由短管蒸发器组成的蒸发站，在我国糖厂以蔗渣为原料的硫酸盐制浆小型碱回收车间仍有应用。蒸发站多为 4 效，加热管均用碳钢，外径为 42mm，壁厚为 3mm，管长为 2500mm。

短管蒸发器的优点是结构简单，操作稳定，管子结垢易洗刷。缺点是管内流速低，传热系数小，蒸发强度不高。现只在小型纸浆厂中采用。

三、长管升膜蒸发器

长管蒸发器是国内应用较广泛的一种蒸发器，因为它效率高，运行可靠，并且在蒸发木浆和苇浆黑液方面有许多的实践经验。至今仍得到普遍的应用。

长管蒸发器按黑液在管内的流动方向不同，可分为升膜式、降膜式、升膜和降膜组合式三种。长管升膜蒸发器按其结构又可分为分离器在外的升膜蒸发器、分离器在上的单程升膜蒸发器、分离器在上的双程升膜蒸发器三种形式。

长管蒸发器由分离器、加热室和加热管列等组成。常用的加热管外径为 57mm，壁厚为 2～3.5mm，管长 7000mm，每根管的加热面积约为 $1m^2$。垂直的管列一般用涨管方式固定在两端的花板上。在加热管出口的上方装有折流板，用以破坏泡沫和改变黑液和二次蒸汽的流动方向。焊接结构的二次蒸汽分离室具有二次蒸汽出口、黑液出口、人孔、视孔和雾沫分离器。加热蒸汽室采用碳钢制造。高浓效的黑液浓度和温度较高，有腐蚀性，故与黑液接触部分，即二次蒸汽分离室的底部采用不锈钢材料，加热管最好也采用不锈钢材质。不锈钢加热管外径 50.8mm，长 7.3～9.8m。

长管升膜蒸发器内的黑液是靠它本身产生的水蒸气攀升的，流速都较低。且一般不使用自然或强制循环，要增加流速只能采用双程液流实现。

黑液入口管的横截面积比管束的总面积小得多，使黑液进入液室的速度远远快于黑液在加热管内上升的速度。这个速度差的后果是形成了涡流和沟流，会导致黑液在加热管内分布不均匀。

（一）分离器在外的长管升膜蒸发器（图 9-13）

它由加热室和分离器两部分组成，两者之间用方形接管连接。

加热室是一个加热管长约 7m 的列管式加热器，外壳由筒体和上下盖构成，筒内有上下管板（也称花板），管板之间有管束。

分离器是一个被两层伞形隔板分成三层的圆筒形容器。下隔板中央有一直管，称为中央管。管的上端封闭，下端与底层相通。中央管的周面上装有三根蒸汽出口管，这三根管称为径向管，它从中央管径向引出，转一角度后切向引入分离器的中层。上隔板上亦有一中央管，在管的周面也有四个蒸汽出口，中央管上端封闭，下端与中层相通。

黑液先预热到接近沸点温度，然后送入加热室的底部，并维持较低的液位，液位高度一般不超过加热管长的 1/4。黑液在加热管的不同高度传热情况并不相同。黑液位于最低位置未达到沸点时、管子与黑液的传热主要是对流；当黑液被加热到沸点后，逐渐产生很多小汽泡，小汽泡又汇集成大汽泡，大汽泡又串成中心汽柱，汽流上升速度加快将黑液拉成一层薄膜沿管壁上升。这时，黑液得到很好的加热。到达加热管的出口端时，黑液已全部成为含悬浮小液滴的汽液混合物，并以极快的速度冲出管口。

来自加热室的汽液混合物经方形接管切向进入分离器的底层，借助离心力进行第一道汽液分离，然后再经径向管进行第二道分离，最后经第二隔板中央管的四个蒸汽出口进入上层，借助惯性力进行最后一道分离。分离出来的黑液由分离器底层的两个黑液出口管排出。

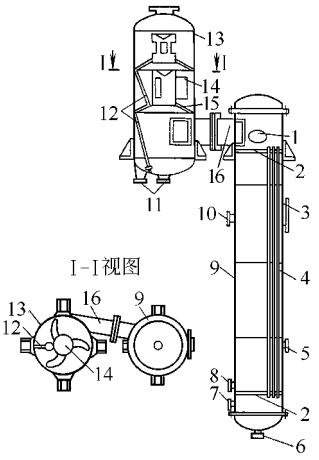


图 9-13　分离器在外的长管升膜蒸发器

1—人孔　2—管板　3、10—加热蒸汽进口　4—加热管　5—不凝性气体出口　6—排污口　7—黑液进口　8—冷凝水出口　9—加热室外壳　11—黑液出口　12—排液管　13—分离器外壳　14—中央管及径向管　15—隔板　16—方形接管

多效蒸发系统中，在每一效的二次蒸汽压力是不一样的，比体积也随之变化，为了维持二次蒸汽在分离器的各部分具有合适的流速，加热室和分离器的接管每一效是不一样的，接管的截面积随蒸汽压力下降而加大。每个分离器内的径向管装有可调出口大小的闸门，开机前，凭经验和每一效的压力大小先行调整。加热室与分离器的接管亦装有闸门，通过调整闸门，可以获得黑液和蒸汽的合适流速。

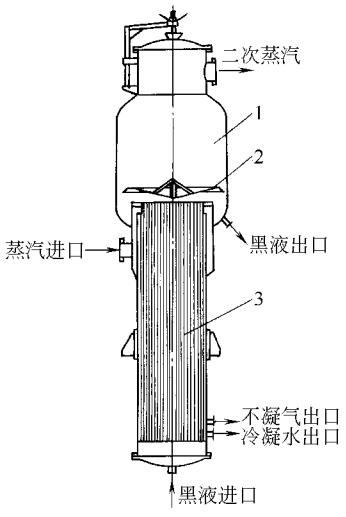


图 9-14　分离器在上的长管升膜蒸发器（单程加热器）

1—分离室　2—分离板　3—加热室

这种蒸发器各效为不等加热面积（但是等流通断面），各效传热系数也不同，在混流进液流程中，进Ⅰ、Ⅱ效因黑液浓度高、粘度大、易结垢，传热系数小，单台传热面积应比后三效大 1.15～1.2 倍才能保证足够的传热量，以产生足够的二次蒸汽供给后几效。可是各效黑液流通断面相等，Ⅰ、Ⅱ效液量少、流速低、传热系数也低。而提高进汽温度（压力），会加速管壁结垢，因而限制了蒸发能力的提高。

这种蒸发器主要用于蒸发硫酸盐木浆黑液、硫酸盐苇浆黑液。对粘性大的其他草浆黑液不适用，现已不再生产，被新的分离器在上的长管升膜蒸发器所替代。

（二）分离器在上的长管升膜蒸发器（图 9-14）

1. 分离器在上的单程升膜蒸发器

这种蒸发器的分离器设置在加热室的上方，简化了接管，结构紧凑，可减少占地面积，节省建筑费用，减轻二次蒸汽阻力。加热室花板上方有一锥角 154°的圆锥形分离板，汽液相混合物溢流过花板并撞击到锥形壁上，在锥形壁上的离心运动可使大滴的黑液分离。分离板用不锈钢制成，分成可折的两半，以便检修加热室和更换管子。分离器的顶部一般安装筛网或碰撞式消沫器作为雾沫分离用。分离器本身基本上是一个空的壳体，比老式的分离器结构简单，减少了二次蒸汽阻力。考虑到二次蒸汽比容在每一效并不一样，以及为了维持一个比较适当的流速，后面几效的分离器的尺寸要比前面几效大一些。

加热室的蒸汽入口在加热室的顶部，入口处装有蒸汽分布环，把蒸汽导向加热室的顶部，由此均匀地沿着加热管间空隙向下输送，避免了蒸汽直接冲击加热管。老式蒸发器是在中间进汽、两端排不凝性气体，在加热管束里面留出通汽道而使排管的数目减少。新式蒸发器不凝性气体是由加热器底部排出，这样加热均匀，传热好。

加热室的冷凝水排出管的最低点，不低于下管板的上平面，使冷凝水能及时和彻底地排除。不凝性气体在加热室也不容易积聚，在一定程度上改善了传热条件。

2. 分离器在上的双程升膜蒸发器

为了提高黑液在管子内的流速，把加热室的管子分成两组或两组以上串联起来，这种蒸发器称为双程或多程蒸发器。有些把管子分成用途不同的三组，第一组用于预热黑液，第二组把黑液加热至高于沸点 2～3℃，转入第三组时黑液马上剧烈沸腾，以液膜方式快速上升，这种蒸发器称为升降膜式蒸发器。它克服了普通升膜式蒸发器入口流速低所引起的沉积和容易结垢等缺点。但这种企图以高液流速度获得高传热系数的设想在某种程度上是对蒸发器内热传导的错误理解，混淆了预热器和加热器的作用。

四、管式降膜蒸发器

降膜蒸发器一般具有液流分布系统、传热单元、二次蒸汽室和汽液分离装置。一般装有黑液循环泵把一部分黑液从蒸发器的底部送到顶部，以利于调整蒸发能力和控制传热速度。

管式降膜蒸发器是在升膜式蒸发器基础上发展起来的一种蒸发器，也可以把它看成是一个倒装的升膜式蒸发器。管式降膜式蒸发器的加热室在上，分离器在下。黑液泵从二次蒸汽室的底部把黑液送入加热室上部，经过分配器均匀分布在各加热管上，在加热管内流下成膜，管外用蒸汽经管壁加热使黑液膜沸腾。由于二次蒸汽在管内流速很大，将黑液拉薄成薄膜下降。液膜流至加热管底部，滴入分离器，二次蒸汽由分离器上部排出，浓缩黑液由下部排出。

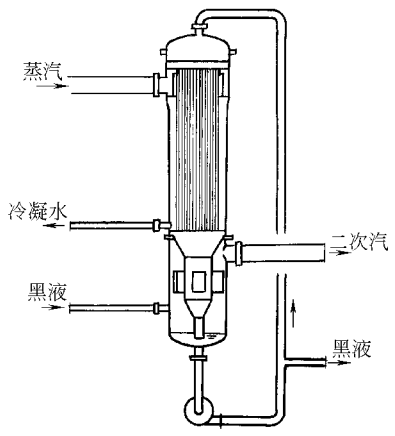


图 9-15　外循环管型管式降膜蒸发器

黑液循环管可以设在蒸发器体外（图 9-15），或设在蒸发器体内（图 9-16）。内循环管式蒸发器的循环管是设在蒸发器内部的中心管，黑液从进液口进入，上升到分配器流出。这种布置比顶上进料或侧面进料的外循环管式蒸发器有更多的优点。如循环管不需保温，可以降低造价，且更利于均匀布液。

降膜式蒸发器与升膜蒸发器不同之处在于：降膜式蒸发器的二次蒸汽，黑液流向与重力同向，而升膜式蒸发器的二次蒸汽、黑液流向与重力反

向。升膜式蒸发器将黑液拉拽成上升的液膜，必须克服重力及料液与管壁的摩擦力。因此，粘度较大的黑液就不易上升成膜，而降膜蒸发器不必克服液体上升的重力，反而可以借助重力拉拽成膜。所以它一般作为蒸发系统的高浓效和增浓效使用。可把黑液蒸浓至含固形物60%～70%的浓度。

降膜式蒸发器每效均需要配置进液泵或循环泵，把部分黑液从蒸发器底部送到顶部，这种黑液的循环有利于调整蒸发能力和控制传热速度。黑液的均匀分布是降膜蒸发器的决定因素，要求非常严格。单效进液浓缩比不能太高，每一根管分配的液量应适当。进液量过大，造成黑液泵动力的浪费；过小，管下部会造成缺液干固晶析、结垢等情况而不能正常运行。降膜式蒸发器必须配置循环泵，同时黑液要提升的位差比升膜式蒸发器大，因此电力消耗较不需循环泵的升膜式蒸发器大。但黑液循环量只有强制循环蒸发器的10%，所以能耗较强制循环蒸发器的小。

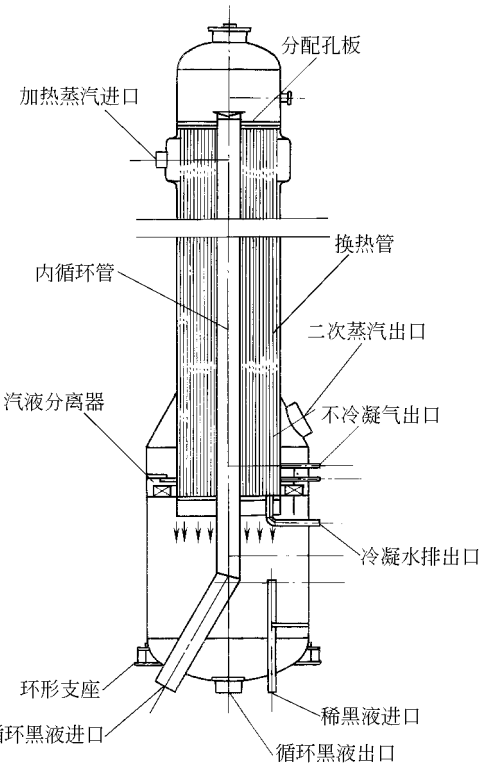


图9-16　内循环管型管式降膜蒸发器

五、板式降膜蒸发器

板式降膜蒸发器是我国20世纪80年代运用的高效节能蒸发设备，由于其传热效率高、不易结垢、容易清洗、运行周期长、耗电量低、出液浓度高（木浆黑液浓度可达70%，草浆黑液43%～48%）、操作弹性大等优点，广泛用于造纸的废液回收、化工、食品、酒精等行业，是蒸发浓缩粘度、含硅量较大液体蒸发的理想设备。采用低BOD设计的板式降膜蒸发站更体现了其他类型蒸发站无法比拟的低污染的环保优势。

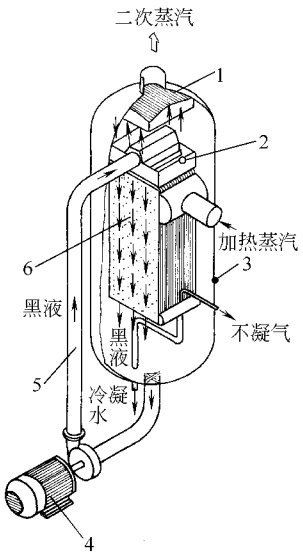


图9-17　板式降膜蒸发器
1—除雾器　2—分配箱　3—壳体　4—循环泵　5—循环管　6—加热元件组

板式降膜蒸发器与管式降膜蒸发器除了加热元件不同外，液膜和二次蒸汽的流动方式也不同：管式的黑液是在管内流动，产生的二次蒸汽与黑液一起全部从管底排出。而板式的下降液膜是在加热板面布膜，二次蒸汽向上升流动，通过雾沫分离器后引入下效，二次蒸汽与液膜之间没有干扰。

如图9-17所示板式降膜蒸发器是由壳体、加热元件组、分配箱、除雾器等部分构成。

壳体是按压力容器设计，并考虑到在真空状态下受外压时壳体的稳定性。壳体材料根据介质性质或使用要求，分为碳钢或不锈钢两种形式。浓黑液蒸发效的液室被浓碱腐蚀较严重，一般采用全不锈钢壳体。或至少底部以上1～1.5m为不锈钢，其余为碳钢。

蒸发器的壳体内设有框架，用来支撑加热元件，加热元件呈悬挂状装在筒体内，可以自由伸缩。筒体内还可以设置专门隔板或使加热元件分组通汽来实现蒸发工艺所要求的不同目的。例如，设置闪蒸室，在蒸发站的后三效使黑液连续闪蒸三次，约可蒸发后三效总蒸发水量的10%。又如在筒体的底部设置隔板和在加热板组上部增加黑液分配箱，可使该蒸发器具有预热和蒸发的两种功能。将加热元件分成独立的两组置于蒸发器内，可通入不同的气体，能同时起到加热和冷凝作用。

加热元件是由两块不锈钢薄板经周边缝焊，并在大型专用设备中鼓胀成型，中间有规则地相隔一定距离点焊加强，形成一个中空的均布焊点和鼓泡的板式加热元件（图9-18）。再将多块加热元件由联箱并联，组成加热元件组。

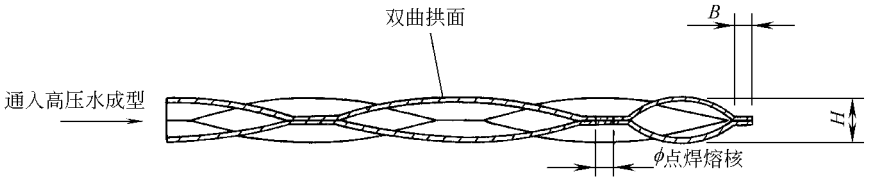


图9-18　加热元件断面图

加热蒸汽由联箱进入加热元件内部，黑液则由黑液循环泵送至分配箱再由分配箱均匀分配到各加热元件上部，沿着加热元件的表面成膜状流下，同时进行传热蒸发。由于加热元件表面的特殊形状，使流下的液体形成湍流，减少了液体滞流层的厚度，降低了传热热阻。由于是液膜蒸发，没有由于静液位压力引起的沸点升高，用于加热的有效温差高。黑液液膜在加热板上没有局部沸腾现象，没有干斑点使污垢开始积集的。即使在加热元件上形成结垢也是结构疏松的片状结垢，极易因黑液冲刷或黑液浓度变化而自然脱落，极易清除和清洗。所以，板式降膜蒸发器的传热系数和热效率均高于传统的蒸发器。

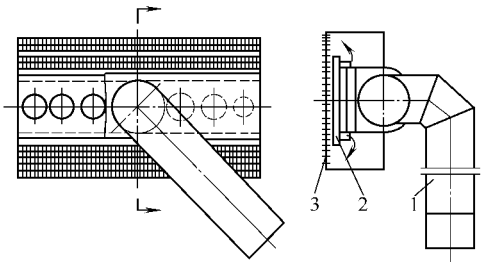


图9-19　分配箱

1—分液短管　2—接液槽　3—分配箱

若用隔板将蒸发器隔成二室或三室，实现在同一个蒸发器中蒸发不同浓度的黑液，或不停机轮换清洗。蒸发后黑液的浓度和连续运转的周期都大为提高。

分配箱（图9-19）是将黑液均匀分布于加热元件表面的部件。稀黑液由泵送到板式蒸发器加热元件上部的分液短管，再流到接液槽，溢流至分配箱，使得进分配箱的循环黑液经多次缓冲，以保证黑液的分布均匀。由于介质的性质不同，以及各效蒸发器黑液的粘度变化，其结构尺寸也相应改变。

分配箱的布液原理如图9-20（a）所示。它的底板上沿纵横向整齐地排

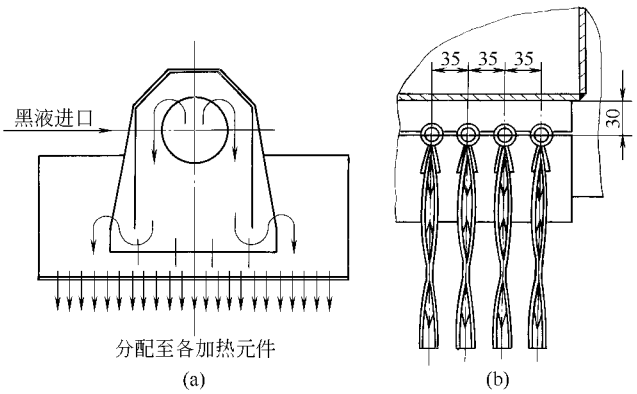


图9-20　分配箱结构原理图(a)及其与加热元件的连接(b)

列着许多直径相同的小孔。这些孔的直径大小同黑液浓度有关，浓度高则孔径大，其相互关系如表 9-1。横向小孔的排数与加热元件的数目相同，每排小孔的中心轴线都在其下方相对的加热板副的板片焊接接触面的延伸面上，见图 9-20（b）。每副加热板在顶部都有一个小圆管，黑液通过各排小孔自流到这小管上，然后呈薄膜状覆盖着整个加热板的两外表面成膜状均匀地流下，同时与加热板内的加热蒸汽进行传热蒸发。

表 9-1　　分配箱底板上的孔径与黑液浓度的关系

黑液浓度/%	22	26	30	35	45	65	70
孔径/mm	16	17	17	17	19	20	22

除雾器位于板式蒸发器筒体内上方，又称气液分离器，其结构形式有多种，如图 9-21 所示。它设置在蒸发器的分离室二次蒸汽出口处，使黑液蒸发时产生的二次蒸汽中所夹带的大量泡沫消除并将二次蒸汽中夹带的液滴、杂质等分离出来，以减少蒸发时碱的损耗及防止黑液带入冷凝水中造成对冷凝水的污染。冲击式、球盖式、离心式三种结构为常见的，多用于管式蒸发器。折流式除雾器则多用于板式蒸发器，它是由多片经折弯且表面有凹凸肋的、厚 0.4～0.6mm 的不锈钢板片相隔一定的间隙组合而成。二次蒸汽经过除雾器的间隙时，所夹带的雾滴撞击板片被截流下来。这种除雾器的优点是除雾效果好，阻力小，易清洗，寿命长。

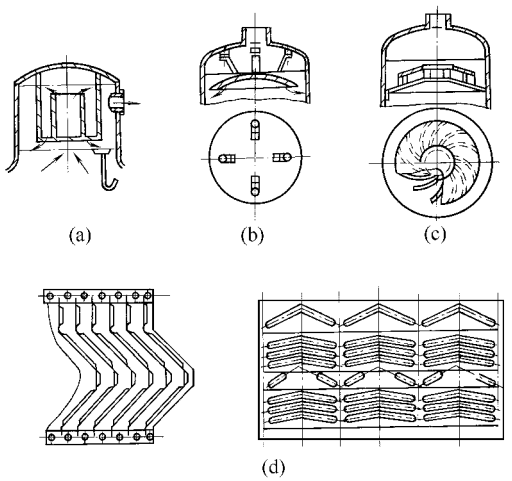


图 9-21　除雾器

(a) 冲击式　(b)球盖式　(c)离心式　(d)折流式

板式降膜蒸发器在用于黑液蒸发站的各效时，各效的结构有所不同，其中第Ⅰ、Ⅱ效通常有较大的加热面积，Ⅰ效蒸发器中设有三个加热元件板组（室），其余包括Ⅱ效在内的各效则只有一或两个加热板组。

对Ⅰ效设置较大的加热面积，是为了确保以后各效蒸发黑液所需要的热量。在“一板 4 管”或“一板 5 管”串联组合的蒸发站中。板式、管式蒸发器的单台加热面积比可取为(1.5～1.7)∶1。

用作Ⅰ效的板式蒸发器的三室中，有两个室作为增浓蒸发室，也称工作室，而另一个室则作为洗涤室。工作室和洗涤室每工作 4～8h 切换一次，这样可使三个室的加热元件表面保持清洁而无需停机清洗。

板式降膜蒸发器与降膜管式蒸发器相比，有如下特点：

(1) 传热效率高。在蒸发器内，加热元件金属薄板之间的间距只有 7～19mm，黑液和二次蒸汽在此窄缝中的流速比在管内快，因而传热系数大。

(2) 不易发生结垢堵塞。管式加热器的圆形加热断面是形成结垢的有利几何形状，圆形的垢层相对于板状结垢而言结垢坚固得多，且在金属管支撑圈保护下很难自行脱落，其垢层愈厚则增加愈快，极易堵塞。而板式加热元件表面结垢为平板状，没有支撑圈保护作用，加上运行中汽液两相压力持续的微小变化，造成了加热元件的振动，使块状垢层很易脱落。且蒸发器为三个室，各室可分别轮流生产，黑液浓度的交替变化及用稀黑液连续不停机冲刷，

所以基本上解决了结垢、堵塞问题。

（3）电耗低。因在相同的加热面积下，板式比管式结构具有较大的流通截面积，且摩擦阻力小，在相同流速时，板式可采用流量较小和扬程低的循环泵，同时仅一部分黑液循环，黑液靠重力自上而下流动，故动力消耗小。循环液量只有强制循环蒸发器的 10％～15％，也只有管式降膜蒸发器的 30％，因而电耗低。

（4）环境污染少。六效蒸发站在 5、6 效和表面冷凝器的结构上采用了低 BOD 设计（即效内自身汽提）。实现了冷凝水的清浊分流，只需将分离出的极小部分浓度高的污水送去汽提塔处理，汽提出的不凝气（即臭气）送石灰回转窑燃烧，实现了污染的零排放。

（5）在多效板式蒸发站中，每台板式蒸发器都有相对独立调节进效液量和浓度的能力，而不受系统干扰，能适合生产能力的波动，操作方便。

（6）板式降膜蒸发器可以在正常负荷 25％的情况下运行。在进料量少蒸发量小的情况下运行，传热面不会因断液而结垢。

（7）有自控仪表控制，不易发生冒液和干管现象；开停机迅速，易于改变蒸发负荷。

（8）板式蒸发器的加热元件成型焊接技术要求较高，焊接部分容易开裂，损坏后不易更换及维修。

（9）价格较昂贵。

板式降膜蒸发器可作为增浓器与现有升膜式长管蒸发器配套，降低长管蒸发器的出效浓，以降低粘度，实现长管升膜，然后由板式增浓器增浓，新蒸汽以较高压力引入增浓器，降低压力后又引入长管蒸发器，这样组合可供大中型草浆厂采用。降膜板式蒸发器也可作多效蒸发站，通常第Ⅰ效多采用三室的蒸发器，后几效蒸发器是单室或双室，最后两效可作效内汽提。目前国内已能生产由 260～1000m^2 不同加热面积和一室、二室，三室不同规格的系列产品可供选用。

在使用板式降膜蒸发器时还应注意以下两个问题：一是送蒸发的黑液必须滤除其中的纸浆纤维方法是设置黑液过滤机；二是板式蒸发器在运行中，从加热板片上自动剥落于黑液中的垢片必须即时除去。否则，这些纤维和垢片将会造成加热板片顶部黑液分配盘孔眼堵塞而影响蒸发作业的正常进行。解决办法是在加热板片下部设置过滤、除垢部件，将掉下的大块垢片从蒸发器中去除；三是板式蒸发器的加热元件必须是薄的不锈钢板，以减少腐蚀和提高传热系数。蒸发器外壳最好也是全不锈钢制，为了减少投资，至少后 2～3 效用全不锈钢外壳，而 1～2 效底部 1m 为不锈钢而其余部分为碳钢。

六、黑液增浓器

目前碱回收的趋势是取消直接接触蒸发器。对木浆而言，管式升膜蒸发站只能生产浓度不超过 45％～50％的浓黑液，而燃烧要求将固形物含量增加到 65％～70％。这种特别设计的以提高浓度为目的的单段或多段间接加热式蒸发器，称之为“增浓器”。由于在高固形物浓度时黑液粘度太高，且无机钠盐会沉析出来，发生严重的结垢现象，必须泵入相当大量的黑液以减少管壁沉淀，带循环的降膜式增浓器大概是最常用的形式。在该设计中，最关键的是黑液能均匀地分布在加热元件表面上，促使蒸发作用发生在黑液表面而不是在加热元件表面。许多增浓器均设置有两个以上的加热室，在多效蒸发器系统将流程中的低固形物效与增浓器相结合，以使增浓器的每个室能定期被低固形物黑液所“清洗”。有的也采用其他降粘、防垢技术。总之，增浓器设计的主要目的仍是将堵塞和结垢降到最低。

常用作增浓的蒸发器类型是：有 3～4 个加热单元组合件的，配独立循环泵的多室板式降膜蒸发器、强制循环蒸发器、结晶增浓蒸发器。

（一）用作增浓器的板式降膜蒸发器

板式降膜蒸发器用作增浓器是把Ⅰ效分成三室（或三体），并使它们在不同的浓度下运行，通过切换它们的运行顺序使其中一室始终在低于结晶点的浓度运行，低于结晶点运行的室就溶解在加热面上形成的盐垢。这是奥斯龙公司 20 世纪 70 年代开发的保持蒸发器持续运行的连续洗涤法，这种技术成功地用于把黑液蒸发到 76％的浓度而蒸发器保持长时间的洁净。

详细内容见有关板式降膜蒸发器章节。

（二）结晶增浓蒸发器

结晶黑液的浓度根据制浆原料、蒸煮条件和工厂化学药品的平衡等因素而变化很大，一般结晶开始产生是在黑液浓度 45％～62％的范围。在蒸发器加热面上形成结晶会降低蒸发能力。

根据强制循环原理，结晶增浓蒸发器抑制管内沸腾，避免不溶解的沉淀物沉集在管壁上产生污垢。结晶增浓蒸发器可以把黑液浓度由 65％提高到 75％～80％的浓黑液，运行时很少有污垢问题。结晶增浓蒸发器的关键在于控制碳酸钠的过饱和度，防止在加热面上形成干斑。

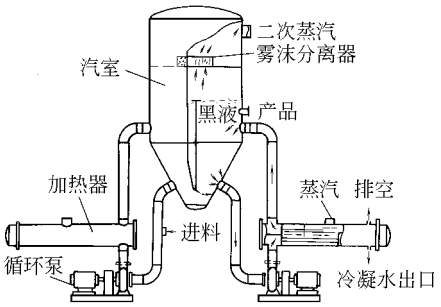


图 9-22　结晶增浓蒸发器

图 9-22 表示一种结晶增浓蒸发器的典型结构，这种蒸发器的使用已相当成熟。它有两个卧式（也可以是立式）加热器。这种增浓蒸发器的原理是：黑液中的无机物盐类超过其溶解度时会结晶析出沉淀，产生一种泥浆状的黑液。碱回收炉和静电除尘器的碱灰已被证实是较为理想的晶种物质，可以加入黑液中作为晶体生长必须的晶种。此外，增浓器需要有 160～170℃的操作温度，以降低黑液粘度。也由于剪力作用，同样降低粘度，提高了传热系数。抑制在加热管内发生沸腾的另一个方法是在加热器的顶部保持一定的黑液静压，这样加热蒸汽与黑液之间的传热温差较小，不会沸腾。黑液发生自蒸发作用进行增浓主要是在二次蒸汽室中，故加热管中污垢较少。

结晶增浓蒸发器还可采用双程或多程的、立式或卧式的加热器，较新的设备有两条循环回路共用一个二次蒸汽室，并间隔成为两个贮液室，但黑液可由一室流到另一室。并且液流回路可以切换，让一条回路进行洗煮。当一条回路进行洗煮时，结晶增浓蒸发器并不停机。

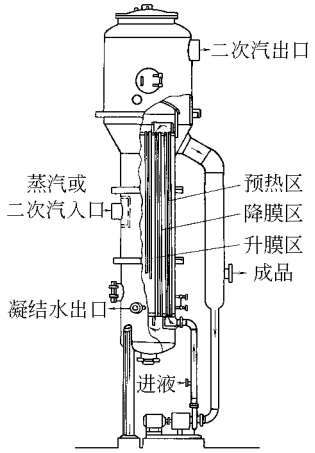


图 9-23　PFR 增浓蒸发器

结晶增浓蒸发器黑液循环需要的能耗大，但由于黑液蒸发时产生的剪力降低了高浓黑液的粘度，降低粘度的优点补偿了能耗大的缺点。

（三）PFR 增浓蒸发器

PFR 增浓蒸发器，用于一些老式的蒸发系统中。这个名词来源于液体的三种流通性质，即：P，预热段；F，降膜段；R，升膜段。这种蒸发器实际上就是增加了循环系统的双程管式蒸发器。它在上下花板处有隔板装置，将煮沸器液室分成了三个部分，如图 9-23 所示。黑液在其中分别完成了预热、沸腾、汽化或闪急蒸发过程。第三部分的加热管内充满了汽液混合物，并以极快速度

上升进入分离器，改善了长管升膜蒸发器可能出现的不利条件，热损失也较小。当黑液浓度在55%以上时，要加大循环量，以求减少因浓度高而产生的粘度大和污垢性强等问题. 因为当预热段和沸腾段流速过低时，管壁易粘附细小纤维、树脂或析出硫酸盐，管内沸腾不可避免地会产生污垢。

加热器可以是立式或卧式。卧式加热器一般采用双程。一些 PFR 增浓蒸发器，有两条循环回路，可以进一步提高传热系数和减少污垢。

因管垢问题无法妥善解决，这种蒸发器现也很少使用。但污垢问题却促进了另一种蒸发器的开发，如结晶增浓蒸发器。

（四）蒸汽循环降膜蒸发器

这是一种经过改良的管式降膜蒸发器，也是管壳式，黑液走管内。适用作普通蒸发站后的黑液再浓缩，特别是高粘度黑液的增浓。

普通的降膜蒸发器液流速度与湍流程度和重力成正比，但随着粘度增加液流速度降低。当黑液粘度降到 50～100MPa·s 时，传热系数急剧降低，限制了浓黑液的进一步蒸发浓缩。要提高传热系数，只有增加液流速度。由西班牙人 Epytek 开发，瑞典卡瓦那（Kvaerner）公司生产制造的蒸汽循环降膜蒸发器，一般采用 3～4 体串联组成一个 3～4 段的Ⅰ效增浓蒸发系统（如图 9-24 所示的四体四段Ⅰ效增浓器）。其增浓原理是每段都通入新蒸汽进行加热，第一段产生的二次蒸汽送入第二段，第二段产生的二次蒸汽送入第三段，第三段产生的二次蒸汽送入第四段。因此，各段管内的蒸汽量和蒸汽流速不断增加，拖动降膜黑液加速向下流动，由此改进了传热过程，其蒸发强度是一般管式强制循环蒸发器的两倍。每段配有黑液循环泵使部分黑液循环，部分黑液送往下一效。管内的高速蒸汽会使黑液分散成液滴，悬浮在二次蒸汽中。蒸汽与液滴混合物的粘度，比黑液本身的粘度低得多。因此，这种增浓器可以处理粘度高达 500MPa·s 的浓黑液（这也是可以用泵送的黑液最高粘度）。经四段蒸发后浓黑液送燃烧，末段的二次蒸汽送入蒸汽分离器分离出黑液液滴后，二次蒸汽送入增浓前的主蒸发系统回用。目前，该蒸发器仅用于木浆黑液蒸发，还没有用于草浆黑液蒸发的先例，但理论上可以将草浆黑液由 42%～45%增浓到 60%～65%。

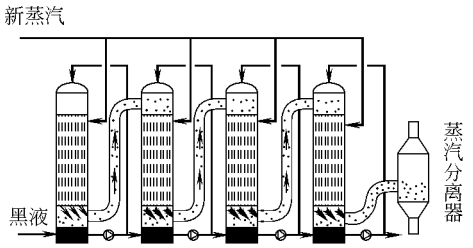


图 9-24　分段蒸汽循环降膜蒸发器增浓系统气流示意图

（五）超级增浓器

这种能将浓度提高到 80%固形物的超级增浓器实际就是高压的板式降膜蒸发器，它具有薄片的加热表面（图 9-25），和闪蒸罐一起构成蒸发系统。它与普通板式降膜蒸发器的不同之处是：供给蒸发器的蒸汽压力为 1.10MPa，整个系统在 0.45MPa 的压力下运行，黑液温度达 170℃；由于在高温高压下运行，高温碱腐蚀较严重，加热元件必须能耐高压和有较高的耐腐蚀性，不锈钢 304 或 316 已不能满足它的要求，需要用一种特殊的合金。

在主要的蒸发列里生产的黑液在芒硝黑液混合槽中以较低的浓度（65%）贮存，超级增浓器布置在芒硝混合槽与燃烧炉之间，蒸发后将 80%的高浓黑液直接送碱回收炉燃烧。该蒸发系统采用的是高温降粘技术，降膜蒸发器的黑液侧和闪急槽均保持相当高的压力，以便保持较

高的温度，以适应 200MPa·s 以下的可以泵送的黑液粘度。也设置了将黑液循环返回到混合槽的装置。闪急槽可在降膜蒸发器清洗时，用作高固形物黑液的暂存。

现在的超高浓蒸发技术往往是多种蒸发技术和蒸发设备的组合与应用，如超级增浓器与黑液热处理技术、压力贮存技术结合使用，可达到 85%～90% 的浓度。应据实际需要设计蒸发工艺流程。

在高浓蒸发器的使用与维护中应注意加热元件的清洗，保证加热元件的清洁。也要注意设备以及管道的耐腐蚀问题。高浓蒸发的输送管道应采用蒸汽伴管保温，在停机时应及时用蒸汽吹扫黑液管道，以防止堵塞。设备的加热面也应用洗液清洗。

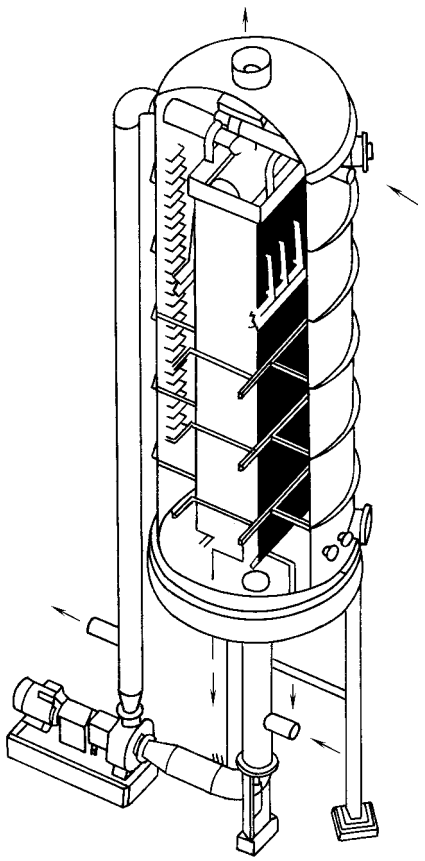


图 9-25　超级增浓器

七、预蒸发设备

随着能源价格的上涨，对能够提高能源利用率的黑液浓缩系统的发展，起了很大的推动作用。黑液的预蒸发就是综合利用全厂的热力资源，在进行系统蒸发之前，提高进蒸发站的黑液浓度，以降低能耗或生产高浓黑液。这些浓缩方法包括利用压缩二次汽的蒸汽，利用喷放热量的蒸发，以及利用闪急蒸汽的蒸发。

总的来说，利用压缩二次汽的蒸发、利用喷放热的蒸发、闪急蒸汽蒸发器、多极闪急蒸发器都非常适合于浓缩稀黑液，因而最好用作预蒸发器。它们可以处理掉相当一部分的总蒸发负荷。一台预蒸发器可以将黑液从 14% 浓缩到 18%，即相当于将黑液蒸发到 65% 固形物所要除去的总水量中，约有 30% 的水量可从预蒸发器中除去。但预蒸发器必须置于普通蒸发器之前，即黑液先经预蒸发器蒸发，然后再送至多效蒸发站蒸发，以生产出所需的最终固形物含量的黑液。

在多效蒸发器后面带预蒸发器，将对多效蒸发器有若干影响。最明显的影响是减少了蒸发负荷，而且主蒸发器的所有各效均将在高固形物含量下运行。这将使每效的沸点升高和粘度增加（从而降低传热系数）。因热推动力和传热系数降低，传热效率将下降。但蒸发需传热量也减少了，因此，预蒸发设备的应用存在优缺点。

八、蒸发辅助设备

（一）黑液预热器

黑液预热器将黑液加热至接近该效蒸发器工作压力下的沸点的温度后，再进入升膜式蒸发器。黑液从低温效进入高温效之前也要预热。

在黑液蒸发站中主要采用列管式预热器和螺旋式预热器。列管式有立式和卧式两种，卧式

预热器预热效果较好，但因结构不紧凑，占地面积大，维修不便而较少采用。立式预热器因克服了卧式的缺点而使用较多，它有单程和双程两种结构。列管式预热器多用于稀黑液及半浓黑液的加热。螺旋式预热器是由两块很薄的不锈钢板按螺旋线卷成的圆筒，利用圆筒内形成的两条螺旋通道进行热交换。有逆流和错流两种型式。逆流式螺旋加热器适用于半浓黑液的加热，而错流式则多用于冷凝水与清水间的热交换。

黑液预热一般采用新蒸汽。

（二）冷凝器

冷凝器的作用是将多效蒸发系统最后一效的二次蒸汽全部冷凝成水后排出，同时由于蒸汽的体积变小，冷凝器内产生了蒸发系统所必须的真空。此外，还可以利用冷凝器回收二次蒸汽的热量。

纸浆厂的蒸发器系统，常采用直接接触冷凝器和表面冷凝器。直接接触冷凝器也称大气压冷凝器，可以是逆流的或顺流的（喷射器式的），因为设备价格低，并可在低温差条件下运行，在过去的老蒸发站曾得到广泛采用；需配真空泵排出不凝气。缺点是耗水量大。

现在绝大多数的蒸发系统采用表面冷凝器。表面冷凝器有管式、螺旋式或板式三种，以后两种使用较多。表面螺旋冷凝器采用错流式，可以由两台串联组成双层螺旋冷凝器。一般蒸发站采用双层和单层螺旋冷凝器各一台串联组成二级冷凝系统。第一级冷凝器冷凝二次蒸汽量的85%，其中只含有少量的臭气和 BOD 物质，冷凝水污染负荷较低。第二级的冷凝水为需送汽提的重污冷凝水。

目前新建的蒸发站均采用传热系数高、冷凝效果好的板式降膜冷凝器。由于水是在常压下在加热元件上自由流下，所以对水压水质要求不高。板式降膜冷凝器可设有内部汽提装置，将冷凝水分离成重污冷凝水和轻污冷凝水。近来多数工厂用水环式真空泵代替喷射式真空泵。水环式真空泵的价格虽高，但运行费用低。

因为冷凝的蒸汽有腐蚀性，表面冷凝器中与二次蒸汽接触部分采用不锈钢材质。一般采用常温的清水作为冷却水，经热交换得到 45℃ 左右的热水供全厂使用。也有的厂采用冷却塔循环回用冷凝器的冷却水。

蒸发式冷凝器具有表面冷凝器和冷却塔的两种作用。它通过排风机把循环冷却水的热量传给空气，与表面冷凝器和冷却塔系统相比投资较少。

（三）真空装置

真空装置是黑液进行减压蒸发作业所必须的，它布置在冷凝器后，且连续地抽出不凝气体。黑液蒸发站的真空装置可采用的真空泵主要有：水环式真空泵、喷射式真空泵、罗茨真空泵。水环式真空泵和水力喷射泵为通用的设备。水环式喷水真空泵是具有引、喷水循环功能的水环式真空泵，它可以使真空度达到较高的值，和一般水环式真空泵比较，它结构紧凑、体积小、耗电量低、附属设备少，不需要分离罐，只要有一个深度不小于 1300mm 的低位水封槽。真空泵的吸水管和喷水管分别插入水封槽内。启动前先将水封槽灌满水，用引水管注水启动真空泵，运转正常后，可关闭引水管阀，由真空泵的吸水管和喷水管进行循环，从而大大节约工作用水。为了吸移热的不凝气，应补充少量的冷清水来降低工作水的温度。水封槽通过溢流将相应的热污水排走。缺点是工作环境差。所以从环保的角度出发，多采用有分离罐的水环式真空泵。

（四）汽提塔与臭气处理

板式降膜蒸发站在蒸发器结构和工艺流程的设计上都突出了低 BOD 的特点并采用汽提塔

处理重污冷凝水，也配置臭气处理系统把臭气送往石灰转窑燃烧，使蒸发站的污染得到有效的控制。

1．汽提系统

汽提系统主要由汽提塔、重污冷凝水预热器、塔后冷凝器等组成。塔后冷凝器可以是单独的冷凝设备，用清水冷却汽提塔的二次蒸汽，经热交换后得到的热水用于洗浆等；也可以内置在Ⅱ效蒸发器中成为一组加热元件蒸发黑液，如图9-26所示。

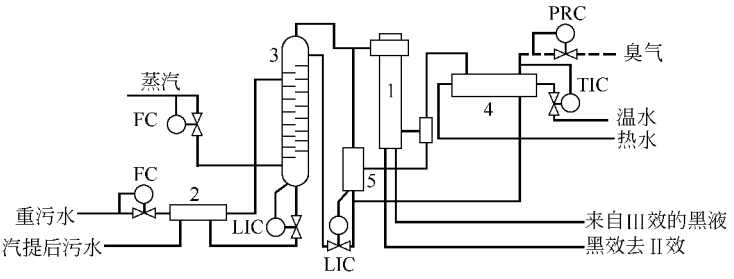


图9-26　汽提系统

1—黑液预热器　2—重污冷凝水预热器　3—汽提塔　4—冷凝器　5—冷凝水闪蒸罐　PRC—压力记录调节　TIC—温度指示调节　FC—流量调节　LIC—液位指示调节

汽提塔常布置在Ⅰ、Ⅱ效蒸发器之间。重污凝水用泵经过塔前的重污冷凝水预热器预热到接近沸点后从顶部送入汽提塔。如图9-27，汽提塔是具有多层泡罩或浮阀塔盘（一般有20层）的设备，重污凝水进入汽提塔后由上而下逐个经塔盘流下。在塔底通入Ⅰ效的二次蒸汽或新蒸汽，汽提蒸汽从塔体底由下向上流动。向下流动的重污水与上升的蒸汽接触而沸腾，污水中的易挥发的硫化氢、硫醇、甲硫醇等随二次蒸汽从塔顶排出。二次蒸汽作为Ⅱ效与Ⅲ效之间的黑液预热器的热源，用来加热黑液（也可送入Ⅱ效蒸发器专设的加热元件蒸发黑液）；仍没有冷凝的气体送入塔后冷凝器用清水冷凝。二次蒸汽冷凝水重新返回重污冷凝水系统。不凝气用蒸汽喷射泵送石灰回转窑烧掉。在汽提塔汽提后的洁净冷凝水集于塔底，用泵送入预热器来预热重污冷水后，进入二次冷凝水槽，可用于纸浆洗涤和苛化。

污冷凝水汽提较早是使用泡罩塔，如图9-28，每块塔盘上设有多个泡罩。目的是增加汽提蒸汽与重污凝水的接触面积，使沸点低的污染物质被汽提出来。泡罩塔的工作原理是：塔板上开有若干个孔，孔上焊有短管作为上升气体的通道。管上覆以泡罩，泡罩下部周边开有许多齿

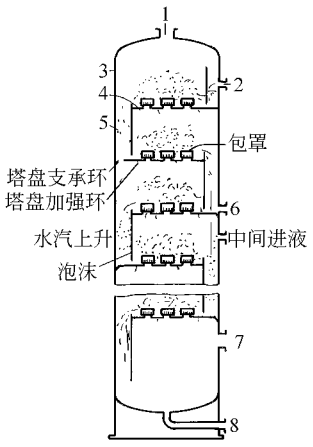


图9-27　汽提塔结构简图

1—气体出口　2—污冷凝水进口　3—塔壳　4—塔板　5—降流管　6—出口溢流堰　7—加热蒸汽入口　8—净化冷凝水出口

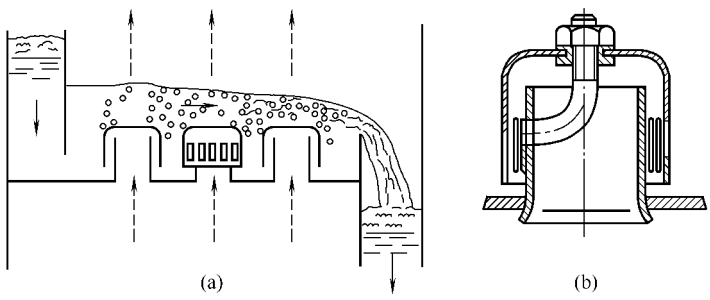


图9-28　泡罩塔板

（a）泡罩塔板示意图　（b）圆形泡罩

缝。液体横向流过塔板，靠溢流堰保持一定厚度的液层，齿缝浸没于液层之中形成液封。上升气体通过齿缝进入液层时被分散成许多细小的气泡或流股，在板上形成了鼓泡层和泡沫层，为汽液两相提供了大量的传热界面。泡罩塔因结构复杂、造价高、板上较厚的液层限制了气流速度的提高，故泡罩被浮阀代替。浮阀如图9-29。浮阀塔工作时较薄的液层浸没浮阀形成液封，气体的气压增大可冲开浮阀，形成气液对流；随着气压降低浮阀重新回到液封状态。浮阀塔开孔率高、阀片可自由升降以适应气量的变化；上升气体以水平方向吹入液层，汽液接触时间较长，板效率高；是理想的汽提设备。

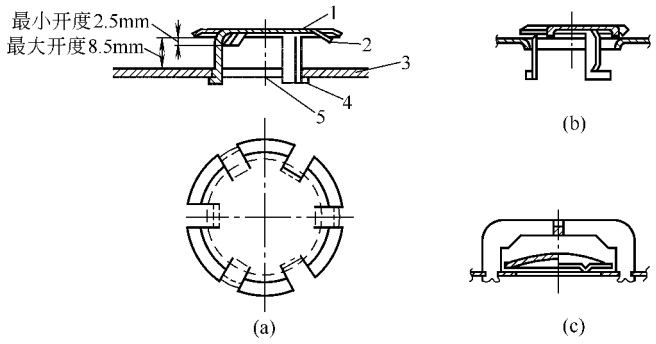


图 9-29　几种浮阀型式

(a) F1 型浮阀　(b) V-4 型浮阀　(c) T 型浮阀

1—阀片　2—定距片　3—塔板　4—底脚　5—阀孔

重污凝水经过汽提后，污染负荷大幅度降低，其中硫化物去除率 99.7%，酚去除率 96.4%，COD 去除率 90.7%，BOD 去除率 92.7%。

2. 臭气处理系统

汽提塔和真空系统的高浓臭气（即不凝气）的成分主要有硫化氢、甲硫醇、二甲硫醚、二甲二硫醚等。臭气在一定的浓度、温度下是有毒、易爆、易燃的，所以汽提塔臭气和真空泵臭气在进石灰转窑燃烧之前，需分别处理。臭气处理系统中安装了水封槽、防爆膜片、阻火器等安全措施，见图 9-30。

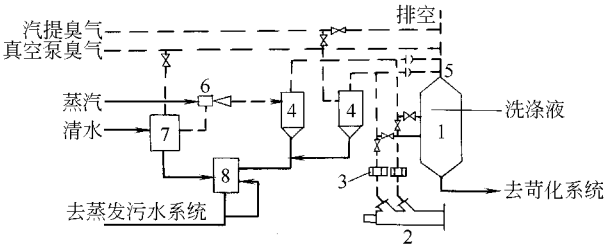


图 9-30　臭气处理系统

1—洗涤器　2—燃烧器　3—阻火器　4—分离器

5—防爆片　6—抽气器　7—水封器　8—收集槽

（五）闪蒸罐

闪蒸罐可用于黑液和冷凝水的闪急蒸发，其工作原理是由于液体进入闪蒸罐后压力、温度骤然下降，从而使水分蒸发。黑液及冷凝水自蒸发产生的蒸汽可以回用于蒸发。

从蒸发站最浓效排出的黑液对常压来说是过热的。这种 50%～60% 固形物含量的浓黑液在送入贮槽之前，额外的二次汽应在浓黑液闪急槽中汽化，黑液浓度可提高 1%～2%。自蒸发产生的蒸汽引入下一效蒸发器或用于预热黑液等。

各效排出的冷凝水也应送冷凝水闪蒸罐闪蒸，回收的蒸汽与本效的二次蒸汽一起送下一效蒸发黑液，同时污冷凝水的闪蒸可以使污染物汽化，净化了冷凝水。

第三节　黑液的燃烧设备

一、黑液燃烧炉的分类及组成

碱炉是碱回收车间的心脏，碱炉的功能：一是回收热能，通过黑液中有机物的燃烧，产生

工艺需要的蒸汽；二是回收黑液中的碱，供蒸煮使用，同时消除了黑液的污染。

一台性能良好的碱回收炉应在安全生产的前提下，具有高的碱回收率、芒硝还原率、热利用率、硫的保留率，并且尽可能减少对大气的污染。

碱炉的种类很多，根据黑液的干燥方式和炉子本身的结构特点，碱回收炉的类型基本上可划分如下：

- 碱回收炉类型
 - 回转式碱回收炉（回转炉）
 - 喷射式碱回收炉（喷射炉）
 - 半水冷壁喷射炉（圆形炉）
 - 全水冷壁喷射炉（方形炉）
 - 双汽包锅炉（带或不带过热器）
 - 单汽包锅炉（带或不带过热器）
 - 无水冷壁的简易喷射炉
 - 固体黑液燃烧炉（B.T炉）

由于回转炉有生产能力小、碱回收率低、芒硝还原率低、热效率极低、劳动强度大等缺点，已被淘汰，这里只讨论喷射式碱回收炉。

二、喷射式碱回收炉——喷射炉

喷射炉是用喷枪把黑液喷成一定大小的液滴，使黑液在空间或炉壁蒸发、干燥的一种比较先进的碱回收炉。

半水冷壁喷射炉的主要特征是整个锅炉从结构上可以明显地分为熔炉和燃烧室两部分，下半部的熔炉是圆形，用水冷夹套冷却，故又称为圆炉；上半部的燃烧室仍为锅炉管的水冷壁组成，所以又称半水冷壁炉。整个熔炉架在四个移动轮上，移动轮架在铁轨上，检修时可以将熔炉整个推出，推入另一备用熔炉。连接上下两部分的是一个耐热密封连接带，可用耐热保温并便于拆装的材料填充。其主要优点是加热空气可以从切线方向送入圆形熔炉，燃烧均匀而完全；圆筒中心线上任意一个点到炉内任一平面的各点，都有相同的距离，因此喷枪不需要摆动，即可使喷液均匀地到达炉壁或空间，使垫层分布均匀；保温性能好，在低负荷的情况下比全水冷壁喷射炉有较好的黑液负荷适应性。主要缺点是生产能力小；夹套冷却水温度低（一般不超过85℃），夹层易气化腐蚀；一般不带过热

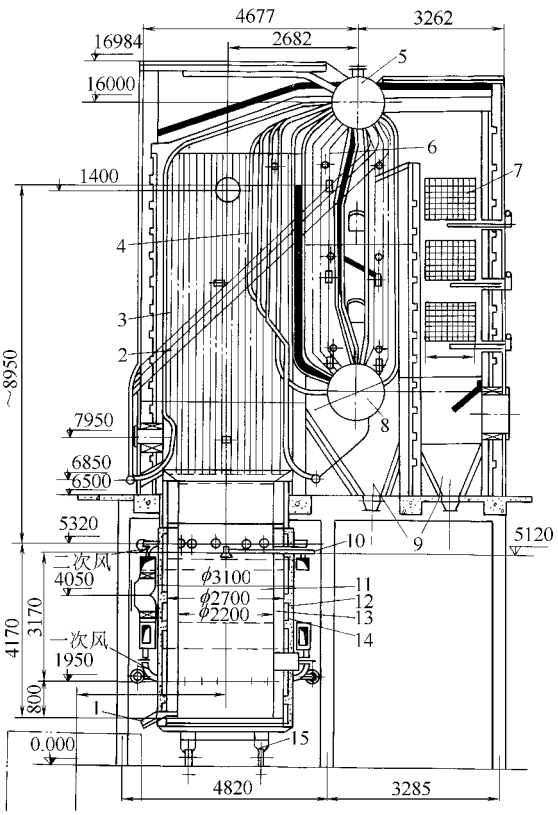


图 9-31　SZ－1520 型半水冷壁喷射炉

1—溜槽　2—下降管　3—水冷壁　4—凝渣管　5—上汽包　6—锅炉管束　7—省煤器　8—下汽包　9—灰斗　10—喷枪　11—熔炉　12—保温层　13—炉衬　14—水冷夹套　15—移动轮

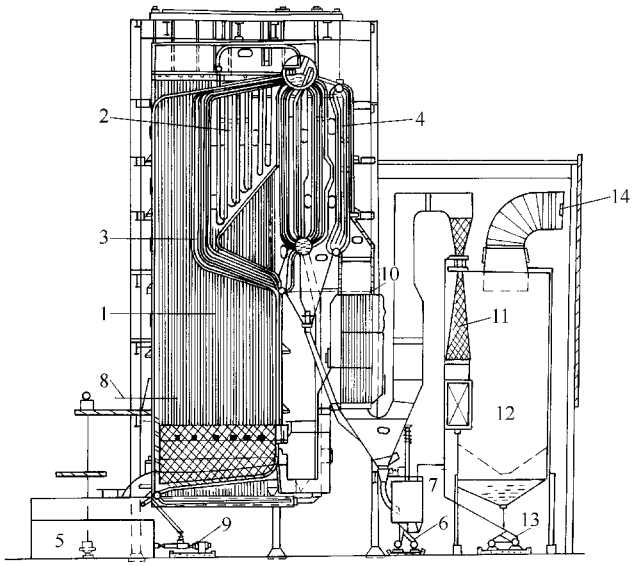


图 9-32　B&W 型喷射炉

1—带水冷管的炉膛　2—过热器　3—防护管束　4—锅炉及其省煤器　5—溶解槽　6—黑液泵　7—芒硝黑液混合器　8—黑液喷枪　9—绿液泵　10—空气预热器　11—文丘里管　12—旋风蒸发器　13—循环泵　14—烟气出口

器，锅炉热效率低。圆形喷射炉的结构如图9-31所示。

目前全水冷壁喷射炉主要有两种类型：一种是碱回收炉后无直接蒸发器，而装有大面积省煤器的，即所谓低臭喷射炉，也称为北欧型，如J.M.W. 型。优点是热效率高，因采用静电除尘器除尘效率高，且对大气污染也较小。缺点是结构复杂，价格昂贵。另一种是碱回收炉后配备有直接蒸发器的，称为北美型，如 B&W 型、C.E. 型等。优点是结构简单、设备投资省；由于采用直接蒸发，在超负荷运行时有较大的补偿能力；但当烟气与黑液直接接触蒸发时会散发恶臭气体，严重污染大气。为消除直接蒸发对大气造成的污染，1968 年起北美型碱炉也向除臭式回收炉方向改进，不再安装直接接触蒸发器。有的采用大面积省煤器代替直接蒸发器的回收系统，用锅炉的高温高压水循环预热空气；有的采用间接接触蒸发的碱回收系统：黑液不用烟气直接接触蒸发，而用烟气加热空气，再由热空气与黑液接触蒸发。

1. 国外喷射炉的几种主要类型

国外喷射炉主要类型

- B&W 型喷射炉：B&W（Babcock and Wilcox）公司制造
- C.E. 型喷射炉：C—E（Combustion Engineering）公司制造
- J.M.W. 喷射炉

（1）B&W 型喷射炉　B&W 型喷射炉是出现较早的大型喷射炉之一，其组成和配置如图 9-32 所示。

从蒸发站送来的黑液，浓度为45%～55%，经过文丘里－旋风蒸发器浓缩到 55%～60%的浓度。黑液在芒硝黑液混合器里与芒硝混合后，用喷枪喷射到炉壁上，干燥后成为黑灰掉进炉子

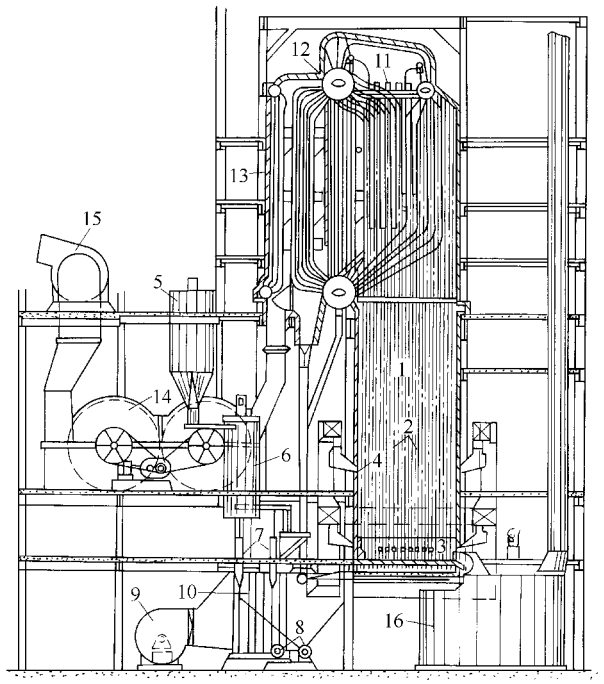


图 9-33　C. E. 型喷射炉

1—炉体　2—黑液喷枪　3—一次风口　4—二次风口　5—芒硝料斗　6—芒硝黑液混合器　7—预热器　8—泵　9—鼓风机　10—蒸汽加热器　11—过热器　12—锅炉　13—热水省煤器　14—圆盘蒸发器　15—抽风机　16—溶解槽

的底部成为垫层，并燃烧成熔融物。燃烧用的空气通过烟气加热后送进炉子，但也有采用蒸汽加热的。这种炉子也可以用圆盘蒸发器代替文丘里－旋风蒸发器。

（2）C．E．型喷射炉　C．E．型喷射炉是一种比较现代化的大型喷射炉，其组成和装置与 B&W 炉相似，如图 9-33 所示。

C．E．型喷射炉要求进炉黑液的浓度和温度较高。它配有圆盘蒸发器可使进炉黑液浓缩到 60％～70％的浓度，温度达 115℃，直接喷入炉膛内进行悬浮干燥和燃烧。C．E．型喷射炉炉膛水冷壁的水管排列紧密，管外不敷设保护层，热效率较高，耗电少，但价格比较昂贵。近年的 C．E．型喷射炉也作了较多的改进，诸如稳态燃烧、三次风系统、单汽包设计、加强型炉体框架、炉体防腐的改进以及可进行高固形物燃烧等。

（3）J．M．W．型喷射炉　J．M．W．型喷射炉是一种高热效率的碱回收炉。这种炉子不带直接接触蒸发器。喷入炉内的黑液由蒸发站一次蒸发至入炉所需浓度。采用所谓“低臭”炉设计：设有大型的省煤器来回收烟气中的热量，冷却出口烟温至静电除尘器要求的温度。有些 J．M．W．炉还利用通过省煤器的烟气来加热空气。

不带直接接触蒸发器的碱炉，只要控制好燃烧条件，即使燃烧未经过氧化的黑液也不会散发出恶臭的气体，排出气体含硫化氢的浓度可控制在 1mL/kL 以下。在环保要求越来越高的今天，该系统备受关注。图 9-34 为 J．M．W．型喷射炉的一个示例。

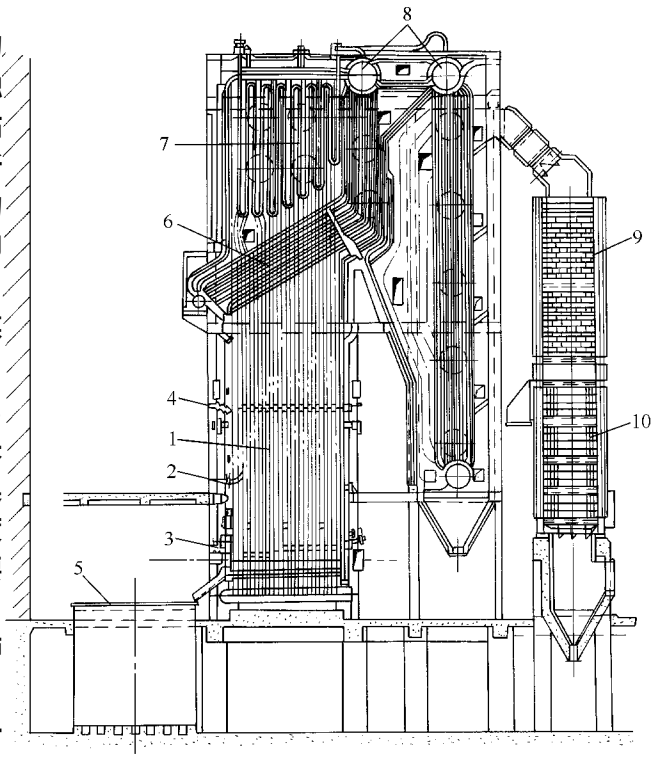


图 9-34　J．M．W．型喷射炉

1—炉体　2—喷枪　3—一次风口　4—二次风口　5—溶解槽　6—凝渣管　7—过热器　8—锅炉　9—热水省煤器　10—空气预热器

各种类型的碱回收炉多年来一直围绕着提高热效率、提高生产能力、减少化学品流失和环境保护等方向进行技术改进，互相取长补短，在结构上已逐渐接近。

2．国产喷射炉的几种主要类型

国产喷射炉主要类型
- SZ 型喷射炉
- WGZ 型喷射炉
- 新型麦草浆碱炉

（1）SZ 型喷射炉　SZ 型喷射炉是国内设计的半水冷壁喷射炉，又称为圆炉。图 9-31 是 SZ 型喷射炉的一个示例。随着碱回收技术的持续发展，SZ 型炉也作了改进：过去的水冷夹套改为风冷，以空气作为冷却介质，比水冷夹套的熔炉更可以接收较低浓度的黑液固形物，并能持续稳定地燃烧，也消除了夹套漏水引起爆炸的隐患。但由于熔炉衬砖烧蚀快、检修频繁、检修费用高以及热效率低等原因，目前较少选用。

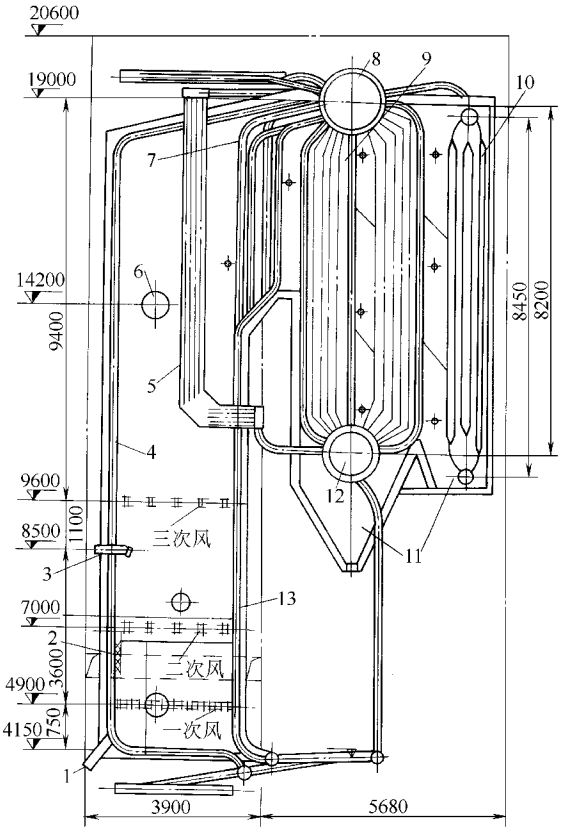


图 9-35　WGZ50-12/13-Ⅲ型喷射炉

1—溜槽　2—炉衬　3—喷枪　4—前水冷壁　5—水冷屏　6—防爆门　7—凝渣管　8—上汽包　9—锅炉管束　10—省煤器　11—灰斗　12—下汽包　13—后水冷壁

（2）WGZ 型喷射炉　WGZ 型喷射炉是我国设计制造的全水冷壁碱炉，在我国已有十多年的生产运行经验，经不断改进已逐步完善，产品已成系列化，其规格为日处理黑液固形物 40～450t，压力 1.27～3.82MPa，温度 194～450℃。该炉的碱回收率、芒硝还原率、热效率都较 SZ 型碱炉高，成为黑液碱回收炉的首选，是我国目前使用最广泛的一种炉型。

WGZ 型喷射炉的结构见图 9-35。

（3）新型麦草浆碱炉　木材资源贫乏的我国利用麦草造纸已有悠久的历史，经过 20 多年不懈的努力，全麦草浆的碱回收及麦草浆黑液燃烧技术已成为有中国特色的技术，麦草浆碱炉的设计与制造不断完善，日趋成熟。

麦草浆黑液具有含硅量高、粘度高、不易蒸发、入炉浓度低、热值低、含灰量大、易积灰的特点，有些特性不仅与木浆黑液存在着较大的差别，也与竹、苇等非木材纤维黑液有所不同，曾经认为麦草浆黑液不宜搞碱回收。麦草浆碱炉最初是在木浆碱炉的基础上，作了提高喷枪位置，改变黑液雾化及干燥方式，增设高位一次风等方面的应付式的改进。真正系统的、大规模的研究与改进始于 20 世纪 80 年代，如加高炉膛，增设人字形水冷屏，降低炉膛出口烟温，提高喷枪喷液位置，改进配风等。于 90 年代中期，武汉锅炉集团有限公司终于开发成功了高温供风碱炉，使浓度为 45%～48%的麦草浆黑液在炉内能不用油助燃而稳定地燃烧。

高温供风碱炉有双汽包和单汽包布置，全悬吊结构。单、双汽包布置的主要差别在于单汽包布置时，取消了下汽包，并将上汽包移到前水冷壁上方非受热区，原对流管束区用沸腾管屏或省煤器管屏代替。单、双汽包布置的差异原本是为了当介质的工作压力由低压变化到高压时，其加热升温吸热量份额与蒸汽汽化吸热量份额的比例不同而产生的。麦草浆碱炉一般是中压参数以下锅炉，而麦草浆黑液燃烧较易积灰，采用单汽包的布置目的一是减轻下汽包背上的积灰，其二是当布置有过热器时，使烟气能有效地冲刷过热器受热面。由于碱炉运行方式、吹灰方式的不断完善，对于低参数尤其是仅生产饱和蒸汽的碱炉，本身需要有足够的对流蒸发汽化受热面，故宜采用双汽包布置方式。单汽包碱炉因需要大量的高压不锈钢无缝钢管，故其造价也不比双汽包碱炉低。

如图 9-36 所示的为麦草浆双汽包碱回收炉和单汽包碱回收炉。

图 9-37 所示的是新型麦草浆碱炉，是武汉锅炉集团有限公司近年研制成功的一种全水冷壁喷射炉，能适应入炉黑液浓度在较大范围内的波动，具有很好的燃烧稳定性及运行经济性。

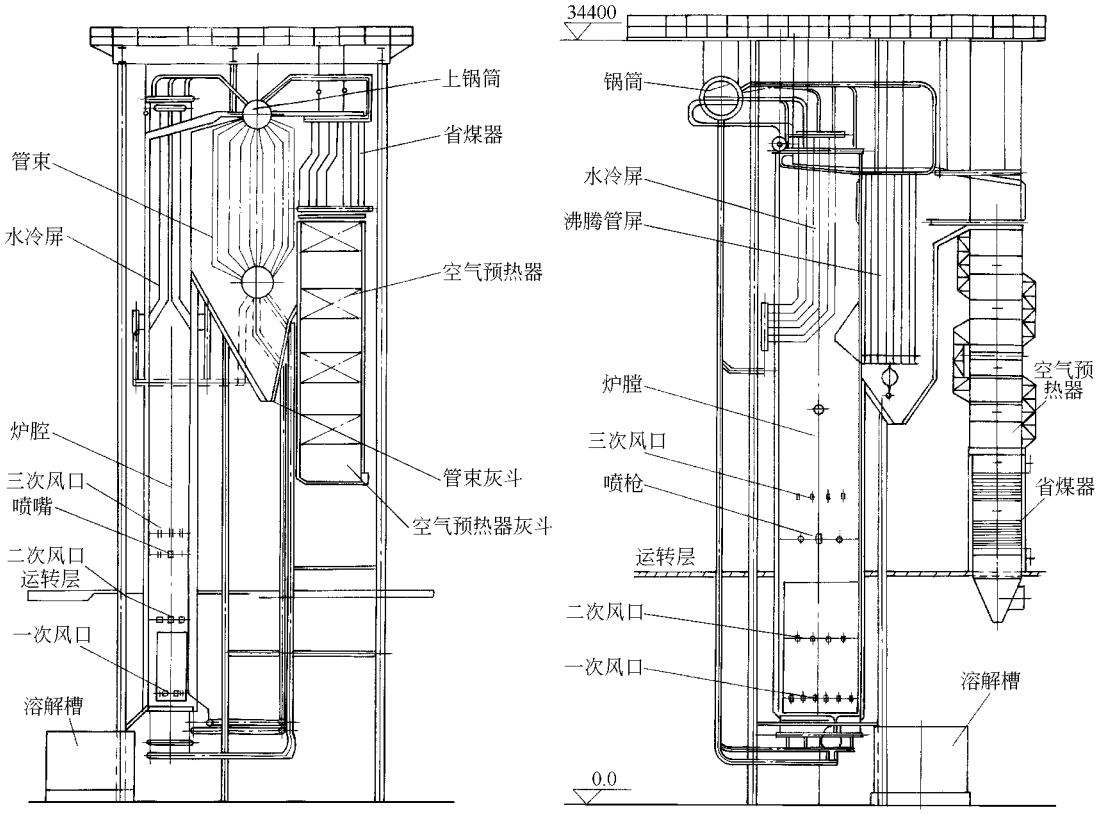


图 9-36　双汽包碱回收炉（左）和单汽包碱回收炉（右）

新型麦草浆碱炉保持了双汽包布置，全悬吊结构。碱炉由炉膛、水冷屏、对流管束、水包墙省煤器、板式空气预热器组成。炉膛为正方形，膜式水冷壁。

新型麦草浆碱炉的设计具有以下的特点：①采用了被证明适合麦草浆黑液的瘦高型炉膛，面积热负荷大，体积热负荷小，利于水分含量大的劣质燃料燃烧。②设置了合适的炉膛下部覆盖铬质涂料的高度。③选取了较宽的水冷壁管节距，降低炉膛的水冷程度。④提高黑液喷枪，延长了干燥行程。通常麦草浆黑液喷枪高度比其他类黑液要高 1.5～2.5m，距离炉底 6.8m 以上。⑤采用了结构上更为简便的水包墙省煤器。⑥选用了新型烟气——板式空气预热器，使供风温度提高到 280℃，提高了炉膛的干燥区、燃烧区的环境温度和熔融区温度。⑦露天布置的碱炉采用以彩板为材料的紧身封闭结构，平台扶梯采用热浸锌防腐，减少了碱尘及酸雾腐蚀。

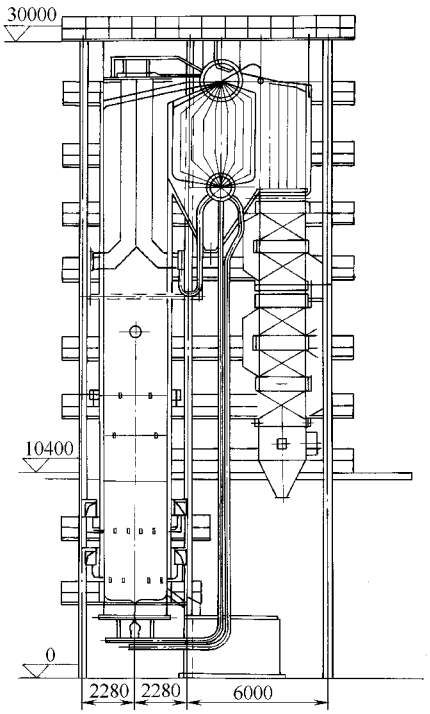


图 9-37　新型 100t/d 麦草浆碱炉示意图

三、锅　　炉

锅炉是碱回收炉的关键组成部分，可以看做是蒸

汽发生器，燃烧黑液时放出的热量通过锅炉产生蒸汽加以回收。碱回收炉配制的锅炉基本上与动力锅炉相似，但结构较复杂，运行条件比较恶劣，发生爆炸的危险性较大。它由上下汽包、锅炉对流管束、水冷壁管、水冷屏或凝渣管、过热器、省煤器、吹灰器等组成。

锅炉也可以看做是烟气、固形物的冷却器。烟气挟带的固形物在与过热器管接触以前冷却到熔化温度以下是非常重要的，这样碱灰与尘粒就不会牢固地粘附在管上并形成一个隔离层。

（一）水冷屏

水冷屏一般布置在炉膛上部，连到炉膛后墙，使过热器与燃烧区隔开，保护过热器免受炉膛下部的直接辐射，同时也冷却烟气并保证其后的受热面不结焦堵灰。水冷屏的结构有“人”型和“L”型两种结构。对仅产生饱和蒸汽的喷射炉，水冷屏通常布置成“人”型。

结构上为了有利于热膨胀及安装方便，通常水冷屏不做成膜式壁形式，而是紧密管排形式，即管子之间为切圆布置，管间不留间隙。为了避免屏间结渣“搭桥”，每片屏之间的距离不宜太小。由于水冷屏的泄漏与水冷壁一样会给碱炉带来致命危险，其管材及对焊的制造质量必须严格要求。

（二）凝渣管

锅炉管束前的受热面包括水冷凝渣管和过热器（或者只有过热器）。设计该受热面的目的是控制进入锅炉管束的烟气温度并保证过热蒸汽的温度符合要求。凝渣管（图9-38）是布置在炉膛上部靠出口的一组管束，装在炉膛上部过热器的前面。它的功用是：降低从炉膛出来进入过热区的烟气温度和使烟气具有均匀温度和流速。另一个作用是保护过热器免受炉膛下部直接的辐射。碱炉的飞灰和粉尘灰分的软点及其“粘点”温度较低，若凝渣管降温能力不够足而炉气温度高于550～700℃时，飞灰粒子溶化，与较冷的传热面接触将凝固，粘在传热面上成为硬的积灰，尤其是管子比较密集的锅炉管束部分容易发生污垢，就要增加水冷屏作为凝渣管的补充，保证进入锅炉管束的烟气温度低于灰分的粘点温度。

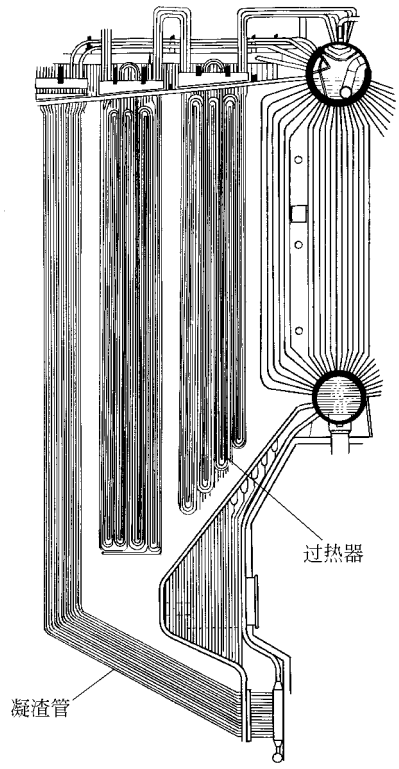


图 9-38　水冷凝渣管图

（三）过热器

过热器是把汽包中来的饱和蒸汽加热成过热蒸汽的一个部件。对于低压的喷射炉，一般产生饱和蒸汽供生产上使用，所以设备内一般不设这一部件。对于大型的中压和高压喷射炉均带有过热器，可以产生过热蒸汽供发电用。喷射炉多采用立式对流过热器，即由细长蛇形管组成，悬吊于燃烧室上部，位于锅炉管束的前面，以吸收烟气的对流热和辐射热。

过热器由一系列相互交织的管子组成，有分管式和屏式两种。分管式过热器的管子相互间隔一定的间距，传热更有效但易积灰；屏式过热器的管子相互切接，交错编排成屏式，避免了灰分污垢包裹管子，也易于用吹灰器清除积灰。

过热器由一级过热器及二级过热器串联组成。中间插有减温段，可以喷水以保证出口的过热蒸汽温度。饱和蒸汽先进入一级过热器，然后再进入二级过热器，进一步提高过热度。

过热器中蒸汽流通方式有顺流（与烟气流动同方向）、逆流（与烟气逆向）、顺流逆流相结合三种（图 9-39）。逆流可以获得较高的过热度，但过热器内外温度过高，管子易受高温积灰的碱腐蚀而损耗大；顺流则正好相反。最保守的布置方式是：过热器管内蒸汽的流动方向与烟气流动方向平行，把温度低的蒸汽放在烟气温度最高的地方，如此往返，尽量保护过热器管子免受损耗。

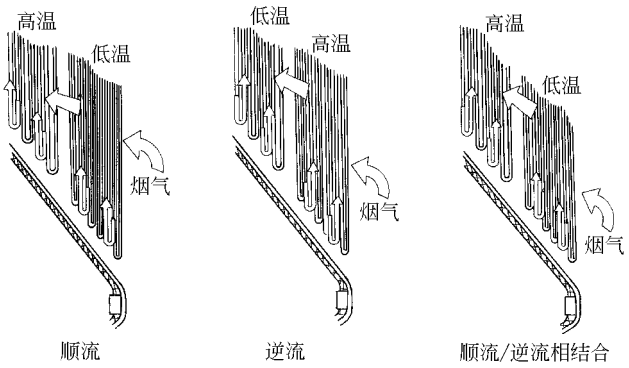


图 9-39　过热器蒸汽流向的各种布置

（四）汽包

双汽包碱炉的上、下汽包是碱炉的主要产汽部件，都是一个两端有封头的圆筒形高压容器。上汽包连接给水管道、出汽管道与对流管束、凝渣管等受热管束。上汽包内储存有一定数量的饱和蒸汽，当外界负荷变动时，能减少锅炉参数的波动，增加锅炉运行的安全性。汽包内有净化蒸汽阀、压力表、水位表以及高水位警报器等。下汽包与上汽包相似，与若干管束接连，供给和循环炉内水分。并起定期排污的作用。

单、双汽包碱炉的汽包结构相似，汽包中有旋风分离器或隔板，使汽水分离，尽量减少蒸汽中夹带的水滴。

（五）锅炉管束

锅炉管束又称对流管束，是产生蒸汽的主要部件。它与水冷壁和凝渣管结合，平衡生产蒸汽所需的传热面积。双汽包型碱炉：对流管束上部与上汽包相连，下部与下汽包相连（均采用胀接）。烟气的流动是单通道、错流。由于受热情况的不同，对流管束分为上升管和下降管。靠近燃烧室处在高温烟气中受热较强的管束为上升管，而远离燃烧室处在降温烟气中受热较弱的管束为下降管。因而在对流管束中形成了上汽包—下降管—下汽包—上升管—上汽包的水循环路线。碱回收炉的碱尘飞扬严重，为了减少堵灰和便于吹灰，对流管束的管间距离较大，一般在 120mm 以上。单汽包型碱炉：锅炉管束用翅片管组成管屏，与较小的上、下联箱焊接在一起。与汽包连接的管子也不用胀接，管屏放在蒸汽中。这种设计避免了炉水通过胀口漏入炉膛。单汽包锅炉管束，像水冷壁和凝渣管一样，由汽包的下降管供水，炉水进入管屏的下联箱，靠自然循环作用通过管子，再流到顶部的上联箱出来。

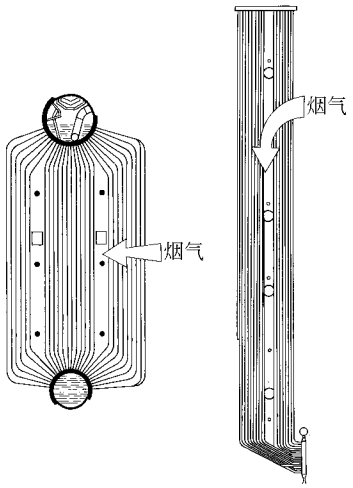


图 9-40　双汽包锅炉管束（左）和单汽包锅炉管束（右）

凝渣管和过热器主要靠辐射传热，而锅炉管束（和省煤器）则是靠对流传热，故管子比较密集，以产生足够的烟气流速，且管子与烟气流垂直，从而得到有效的传热。较高的烟气流速，会提高管子表面的积灰速度，加上密集的管子，使锅炉管束成为锅炉最容易积灰的地方。

单汽包碱炉的锅炉管束采用烟气的气流方向与管子平行，减少了污垢集结。图 9-40 为单、双汽包锅炉管束简图。

（六）省煤器

省煤器的作用是利用锅炉尾部烟气的热量加热给水，以降低烟气温度，提高热效率。省煤器一般采用纵向冲刷的立式直管结构。配有烟气直接接触蒸发器的碱炉采用较小的省煤器，而新式低臭碱回收炉采用大型省煤器。为降低烟气温度，提高热效率，一般采用多程烟气通道的省煤器。降低排烟温度可以提高热效率，但省煤器低温部分腐蚀较大。一般省煤器排烟温度约为 176～190℃。但低臭麦草浆碱炉省煤器的出口烟气温度设计时要充分考虑到空气预热器出口的出口热风是否达到预定的温度。

排烟温度较低时，消除省煤器低温腐蚀的有效方法是将给水温度控制在 121～135℃。

（七）吹灰器

细小的液滴、碱尘为炉气所带走，造成所谓机械飞失，部分的钠盐和其他化学组分在高温条件下升华被烟气带走，造成所谓化学飞失。烟气出炉膛后，由于温度的降低和气流速度及方向的改变，锅炉各组管子及挡墙的阻挡，烟气中的碱尘便析出凝结且粘附在锅炉管子及挡墙的表面，造成所谓的堵灰。为了保持锅炉受热面的清洁，烟气的畅通和回收飞失的碱尘，需要定期和不定期地把堵灰吹落。水冷屏区是炉膛烟气首先接触的地方，此处灰渣的性质是塑性的，在后段灰渣将会由塑性到硬性转化，同时形成颗粒状的 Na_2CO_3 及 Na_2SO_4，故过热器及受热面应经常使用高压蒸汽清扫。我国常用的机械吹灰器有固定式和伸缩式两种。

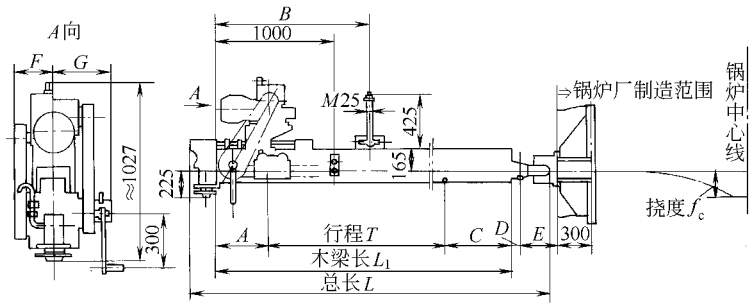


图 9-41　长伸缩式吹灰器

固定式吹灰器固定地安装在烟气通道里，若长期受高温容易损坏，建议不用固定式旋转吹灰器和半伸缩式吹灰器。碱炉目前多采用横跨炉体的长伸缩式吹灰器，具有在线清灰能力。这种吹灰器（图 9-41）有一条丝杠装在炉子外面。在不吹灰时，吹灰器停在炉外的丝杆上；当吹灰器运行时，喷枪吹管自动插入并沿着炉体断面往返移动，也可以绕本身轴线旋转。在喷枪吹管末端有两个大的喷嘴，以便进行高压力、大容量的吹灰。这种吹灰器的优点是管子不会长期被高温灼烧，适宜于高温区域吹灰。在省煤器区如不能用长伸缩式吹灰器，也可以用半伸缩式吹灰器。一般采用高压过热蒸汽吹灰。

为弥补电动吹灰器吹灰的不足，视需要可增设手工压缩空气吹灰枪吹灰。炉内万一发生灰渣堵塞，吹灰应从最后部的烟道开始，随着烟气流向清扫，这样碱灰不会从吹灰孔逸出。

（八）碱炉的水汽运行路线和供风系统

锅炉部分也可以看做是冷却介质为水的烟气及其固形物的冷却器。

1. 水汽运行路线

各种喷射炉配置的锅炉，其水汽运行路线大致相同。现以 WGZ12/13－I 的水汽运行系统加以说明（图 9-42）。

锅炉用水首先用泵送至省煤器 1，然后进入上汽包。上汽包的水沿着对流管束 4 进入下汽包 3。下汽包的水一部分进入对流管束 5，另一部分进入水冷屏的下联箱 6，再有一部分沿下降管 9 分别进入前后侧水冷壁共同的下联箱 10、左侧下联箱 11 及右侧水冷壁下联箱 7。

前后水冷壁共同的下联箱中的水，一部分进入后侧水冷壁管 16 和凝渣管 12，变成汽水混合物回到上汽包，另一部分水进入炉底水冷壁管和前侧水冷壁管 13 变成汽水混合物回到上汽包。左侧水冷壁下联箱 11 的水，经过左侧水冷壁管 15，变成汽水混合物进入左侧水冷壁上联箱 14，回到上汽包；右侧水冷壁下联箱 17 的水，经右侧水冷壁管 18 变成汽水混合物进入右侧水冷壁上联箱 19，回到上汽包。水冷屏下联箱 6 的水，经过水冷屏管 7 变成汽水混合物进入水冷屏上联箱 8，回到上汽包。

所有进入上汽包的汽水混合物，在上汽包内分离成水和饱和蒸汽，水继续循环，蒸汽由上汽包引出经上汽管送出。

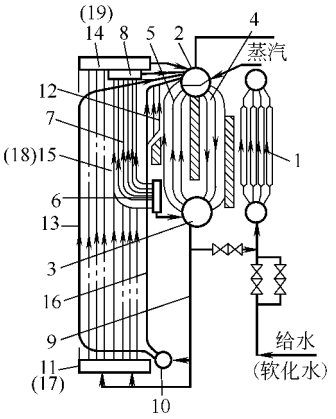


图 9-42　WGZ12/13－I 喷射炉水汽运行线路

1—省煤器　2—上汽包　3—下汽包　4、5—对流管束　6—水冷屏下联箱　7—水冷屏管　8—水冷屏上联箱　9—下降管　10—前后侧水冷壁下联箱　11—左侧水冷壁上联箱　12—凝渣管　13—前侧水冷壁管　14—左侧水冷壁上联箱　15—左侧水冷壁管　16—后侧水冷壁管　17—右侧水冷壁下联箱　18—右侧水冷壁管　19—右侧水冷壁上联箱

2. 供风系统

碱炉的供风系统由鼓风机、空气预热器、风道和风嘴组成。所有风嘴供给炉内燃烧的空气量应为理论空气量的 105%，太高的过剩空气量会引起沸腾管壁区内产生难以去除的堆积物，太低则会造成燃烧不完全，增加化学品的损失。新式碱炉的供风系统是三层供风系统。一般一、二次风是在空气预热器里用蒸汽将空气预热到 130～150℃，通过风道和一组风嘴送入炉膛；三次风为常温入炉，有的也预热到 130～150℃ 入炉。因麦草浆黑液入炉浓度低，所以麦草浆碱炉的已预热到 150℃ 的一、二风需再经燃烧炉尾部的烟气-空气板式换热装置将风温进一步提高到 280℃ 再入炉，以保证黑液在炉内有一个较高的环境温度。

一次风口距炉底约 700～1000mm。一次风的作用是供给垫层中游离碳燃烧所需空气，使垫层中有足够的热量，保证无机盐和芒硝的还原反应。一次风量要适当。若一次风量过大，会使垫层温度过高，垫层燃烧过快，不能保持适当高度的垫层，供给芒硝还原反应的碳量或 CO 量减少，不利于芒硝的还原，降低芒硝还原率和碱回收率。而且还会促使钠盐升华或热分解，在锅炉尾部形成盐类沉积，在一定条件下甚至会使过热器管发生严重腐蚀。但也不能过小，否则会使挥发性硫的损失增大、炉温过低和还原率降低。一般一次风以占空气量的 45%～50% 为宜。一次风送入时的气流不能扰动垫层以免产生过多的飞灰，风速应小些。典型的一次风系统由许多小的布置紧密的风嘴分布在炉膛的四周。

二次风的作用是燃烧由垫层中挥发出来的可燃气体，并产生高温烟气，以加速黑液液滴的干燥，并控制垫层高度。因此二次风的位置应高于垫层，在喷枪口下一定距离（喷液口向下），或者在喷枪口附近（喷液口向上），使加入二次空气燃烧放出的热量能充分用于黑液液滴的蒸发干燥。并要求二次风与可燃气体充分混合均匀，因此二次风气流必须穿透炉膛，风压风速要大一些，但二次风的设计应避免在炉膛中心形成高速上升的烟气柱，避免扰动垫层或增加垫层表面局部氧气浓度，避免产生过多的黑液飞失。典型的二次风系统具有较少的大风口，布置在炉膛的左右两侧。一些大型碱炉炉膛前后墙上也布置二次风。

三次风位于喷枪之上，它除了帮助烧尽可燃气体之外，还有压飞灰和调节、均匀烟温的作用。三次风必须有强烈的湍流，使空气与炉膛产生的气体密切混合，故要求风速大些。

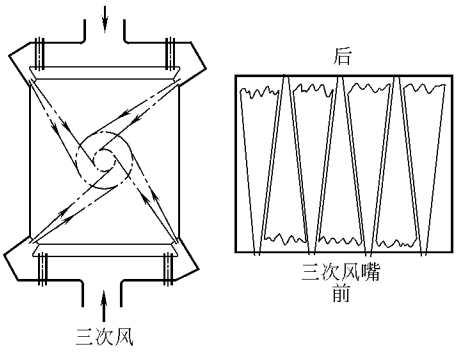


图 9-43　同心三次风系统（左）和交错三次风系统（右）

为了送入的二、三次风和烟气较好混合并使各个方位燃烧均匀，在风嘴的方位布置和密度，以及进风角度、方向等问题上，有不同的方法。一种方法是促使炉内气体形成旋转气流以利于混合均匀。如采用同心三次风系统（图 9-43 左图），即将四个风箱装在炉膛四角由四个风嘴射流送入，使炉膛中心产生同心的旋转气流；实现气体的湍流混合。一种方法是采用均匀对称布置，或采用小风口多风嘴的交错三次风系统（图 9-43 右图）。

空气供应可以采用一台、两台或三台鼓风机。一般纸浆厂的生产规模在 500t/d 以下采用一台风机较经济；500～1500t/d 用两台，一般采用需预热的一、二次风共用一台，也有二、三次风共用一台风机的设计；1500t/d 以上采用三台鼓风机。

四、炉　　膛

碱回收炉本体主要由炉膛及锅炉两部分组成。

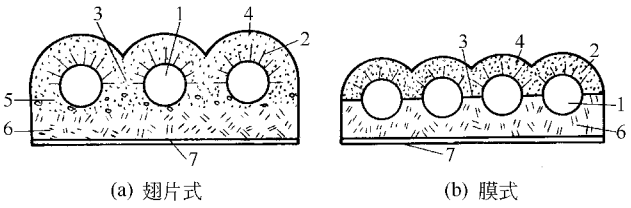
在炉膛内，黑液的燃烧过程可大致分为三个不可分割的过程：靠炉内的热量干燥喷入炉内的黑液；有机固形物热分解和可燃气体的完全燃烧；垫层黑灰充分燃烧和无机物的熔融、芒硝的还原。所以也据此将碱炉划分为干燥区、燃烧区（氧化区）、熔融区（还原区）。由于黑液含水分较大，黑液中固形物的发热量低，存在烧成物碱尘的飞扬、钠的升华、灰分大，容易在碱炉的各部分造成严重的积灰；碱性黑液和高温的熔融物对炉膛和其他部分有较强的腐蚀作用。因此，在熔炉及燃烧室的燃烧条件、结构设计、材质都必须满足上述要求。

炉膛是由炉底及四面炉壁、炉顶组成的方形密封空腔。炉底、炉壁、炉顶均由水冷壁管组成的碱炉，称为全水冷壁碱炉。膛壁上适当标高处设有一，二、三次风孔，黑液喷液枪孔和观火孔等，还在适当部位设有防爆孔。在前水冷壁接近炉底处设有熔融物出口，也称为溜子口。熔融物顺着溜子口流入熔融物溶解槽溶解。

炉膛断面尺寸要满足两方面的要求：一是要有合理的断面热负荷，能保持黑液熔炉区的较高温度，使燃烧稳定；另一方面又要能容纳下在额定负荷时的垫层的燃烧体积。过大的断面，常因炉膛“太冷”而无法维持正常燃烧。另外，由于一次风口的标高一般变化不大，为了一次风口不易堵塞，垫层的高度也不宜大高，这样，垫层的容积量多少，就取决于断面大小。因此，只有同时满足上述两个要求的炉膛断面，才是合理的炉膛断面。

炉膛高度要满足几方面的要求。从炉底到黑液喷枪处，此段高度要满足黑液液滴悬浮干燥的要求。麦草浆黑液入炉后干燥所需的热量份额为木浆的 3 倍，比竹、苇浆黑液也高出许多，因此麦草浆碱炉此段高度的选取要比其他浆种高 1.5～2.5m，一般距离炉底 6.8m 以上。从喷枪到炉膛出口，即水冷屏入口处，此段高度的选取也要根据两方面要求选定。一是控制炉膛出口处的烟温，避免在水冷屏及管束进口处结焦；另一方面烟气在上升过程中携带有部分飞失的黑灰，应有足够的高度使其能在炉膛上半部与补充的三次风混合后燃尽再飞出炉膛。炉膛上部设有水冷屏，其高度主要满足水冷屏的布置要求即可，而水冷屏的高度则可由热力计算所需的受热面积及结构来确定。

炉膛四周及炉底、炉顶的水冷壁有翅片式和膜式两种结构形式（图 9-44）。翅片式水冷壁是由两侧带有翅翼的，内径和壁厚相同的无缝锅炉钢管并排组成的，翅片之间有缝隙。一旦向火的一面的耐火涂料有裂缝，烟气会渗漏到管排后面即炉膛之外，就会发生腐蚀。所以新设计的碱炉，均采用膜式水冷壁。膜式结构的主要特点是把水冷壁管的翅片直接对焊起来。中间不留缝隙，连接成一个膜屏。



(a) 翅片式　　(b) 膜式

图 9-44　水冷壁结构示意图
1—水冷壁管　2—销钉　3—翅板　4—炉衬　5—耐热混凝土
6—保温层　7—护板

五、黑液喷枪

浓黑液经蒸汽直接加热（新式碱炉已改用间接加热）后，通过黑液喷枪喷入炉内。与大多数液体燃料燃烧相反，黑液不能雾化过细。喷黑液的黑液液滴粒度较大，并且并不全部在空中悬浮燃烧，而要落到垫层上燃烧。这样可以减少烟气中的碱尘飞失。这种飞失会很快使过热器、锅炉管束积灰和堵塞烟气通道。

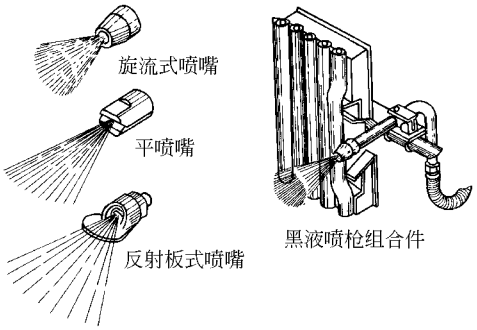


图 9-45　黑液喷嘴的型式

黑液喷枪有多种型式，如图 9-45 所示。目前国内使用较多的黑液喷枪有反射板式（也称折流板式）和旋流式两种。反射板式、扁平式喷枪对黑液的温度、压力和粘度不很敏感，喷液较稳定，粒度较粗，有利于合理形成垫层和减少细小黑液粒子的飞失。它多用于射壁干燥，也可以用于悬浮干燥。旋流式用于悬浮干燥。麦草浆碱炉一般采用悬浮干燥形式，配置旋流式黑液喷枪。

喷枪是把黑液喷到炉内的装置。它应满足下面几点工艺要求：①流量稳定：黑液的流量是炉子运行的一个主要参数，稳定流量是稳定生产的一个前提。根据工艺要求，喷枪的流量应能在一定的范围内调节。②分布均匀：喷出的黑液在悬浮状态或挂壁干燥时分布要均匀，达到同样的干燥程度，黑灰落到熔炉内所形成的垫层也应分布均一。③粒度均整：喷出的黑液粒度要均整，分散度要适当，这样的黑液就容易蒸发水分，减少碱尘的机械飞失。一般认为喷枪喷出的液滴，其直径大部分在 4～5mm 为宜。

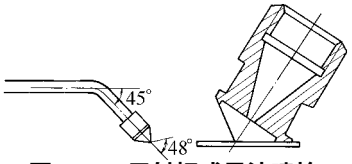


图 9-46　反射板式黑液喷枪

反射板式黑液喷枪由枪杆、喷嘴和反射板组成（图 9-46）。

六、黑液燃烧炉的辅助设备

从喷射炉出来的烟气温度约 200～300℃，并带有大量的碱尘和硫化物的气体。若不进一步回收热量和化学药品，不仅是很大的浪费，并且会造成环境的污染和加速设备的腐蚀。因此黑液燃烧炉的辅助设备主要有烟气净化及回收碱尘的相关设备。目前生产上有下面几种净化及回收系统：

锅炉—文丘里系统—烟囱

锅炉—圆盘蒸发器—静电除尘器—烟囱

锅炉—静电除尘器—烟囱

前两种系统都带有烟气，黑液直接接触蒸发，其优点是把降温、除尘、黑液增浓结合起来，还可以吸收烟气中的二氧化硫及三氧化硫气体；缺点是由于汽提作用而使黑液 pH 降低，又会散发出很多恶臭的 H_2S 和 CH_3SH 气体，加重了对空气的污染。第三种系统只能除去碱尘即钠盐，起不到回收热及吸收恶臭气体的作用，但是可以加大省煤器面积，使烟气温度降低到 150℃，再进入静电除尘器，只要控制好碱回收炉的燃烧条件，可以把恶臭气体的浓度降到很低。

本节主要讨论静电除尘器。

（一）静电除尘器的基本结构

静电除尘器的作用是净化烟气、回收碱尘、提高碱回收率，减少烟气对大气的污染。目前碱回收炉、回转石灰窑大都配备静电除尘器净化烟气。静电除尘器对于颗粒直径小的尘埃有较高的集尘效率，总的除尘率一般可达 90％以上。烟气阻力小，电耗也不高，但它不能兼有回收热量的作用，而且设备投资费用较大。

静电除尘器的工作原理就是在电场的负极加上直流高压电源而将正极接地，在负极周围形成“电晕”，产生带电离子。当含尘气体通过电场时，尘粒与带电离子相碰撞并充电而成为荷电粉尘，在强电场的电位差作用下，迫使荷电粉尘向正极运动而被吸附于接地正极板上，再通过振打落到下面灰斗中而被收集。常见的线板布置如图 9-47 所示。

静电除尘器的结构如图 9-48 所示，由电源部分和除尘室部分组成。

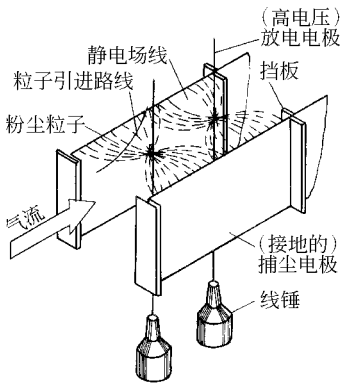


图 9-47　粉尘粒子的静电作用过程

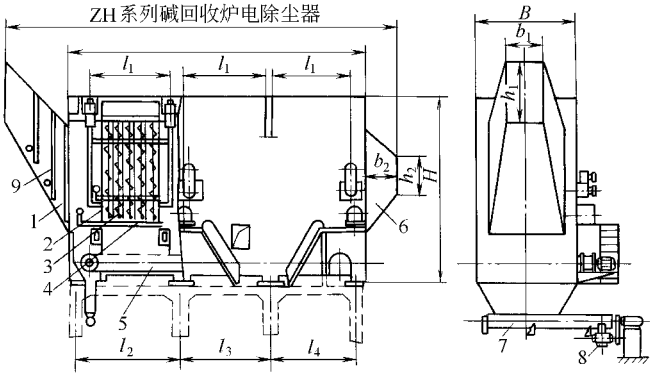


图 9-48　国产 ZH 系列碱回收炉静电除尘器

1—烟气进口　2—集尘极　3—电晕极（放电极）　4—振打装置　5—刮板机　6—烟气出口　7—埋刮板输送机　8—镇气器　9—匀流器

电源部分都是采用晶闸管高压整流器，把 380V 交流电整流成 50～80kV 直流电后输到除尘室的阴极（电晕极，又称放电极）上去。

除尘器内部有匀流器、电场和集尘装置等，如图 9-48 所示。匀流器设置在烟气进入除尘器电场前，烟气经分布转向板和多孔板，以保证烟气以均匀流通沿截面通过电场。电场由交错排列的电晕极（阴极）和集尘极（阳极）组成，两者间距约 250mm。阳极的接地线用扁钢制成。集尘极结构有 C 型、鳞形、棒形等多种，在碱回收工程中采用 C 型较为普遍。电晕极结构也有直线型、星型、棱型、螺旋线型、单芒刺型和双芒刺型等多种形式，以螺旋

管芒刺型被使用得较多。

静电除尘器有单室和双室两种，每个室常采甩 2～3 个电场。每个电场都设有集尘极和电晕极的振打装置。

静电除尘器的集尘装置由排灰阀（即锁气器）与输送机组成。输送机可以是埋刮板输送机、平面刮板输送机、螺旋输送机。排出的碱灰送去与黑液混合供碱炉燃烧用。静电除尘器的外壳有水泥及钢板两种结构，水泥外壳上施工难度大，预留孔、预埋件不易准确，安装较困难，但能耐腐蚀。钢板外壳的容易安装，但易被腐蚀，且钢外壳的漏风系数较混凝土的高。

静电除尘器的底部结构有平底和双面锥斗两种。

（二）静电除尘器的振打装置

影响电除尘效率的因素很多，如粉尘的粘附性、比电阻、极线极板的清灰效果等。其中清灰是电除尘器运行过程中的一个重要环节。如清灰不力，将导致极板极线上粉尘越积越多，电晕放电效果大大下降，导致除尘效率下降。因此，作为电除尘器本体部分的重要结构部件，阴、阳极振打系统的设备及振打方式对电除尘器可靠运行及效率的保证极为重要。目前国内使用的电除尘器据振打方式来分大致分为两种：一种为侧向旋转绕臂机械振打方式的电除尘器（图 9-48），另一种为顶部电磁锤振打方式的电除尘器（图 9-49）。国内从开始使用电除尘器至今，一直以侧向旋转挠振打为主流。

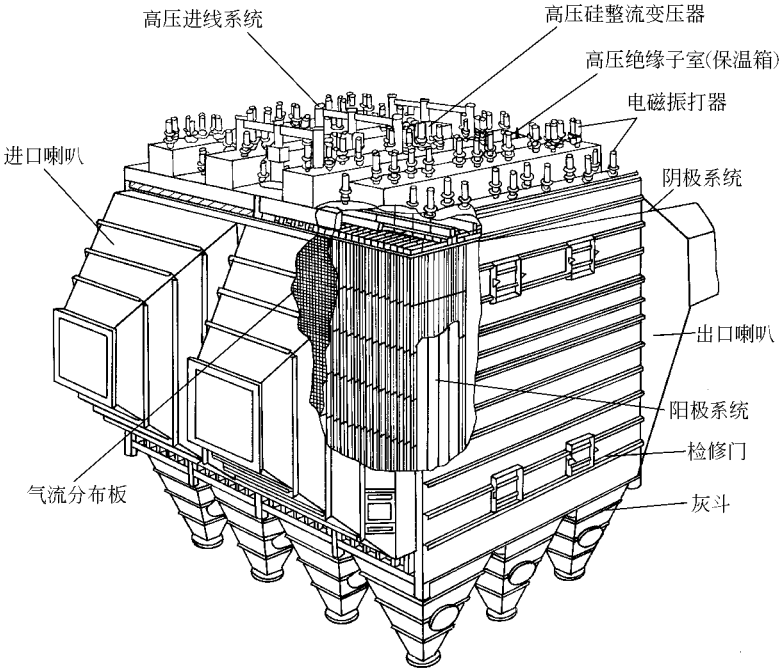


图 9-49　我国 BE 型电除尘器

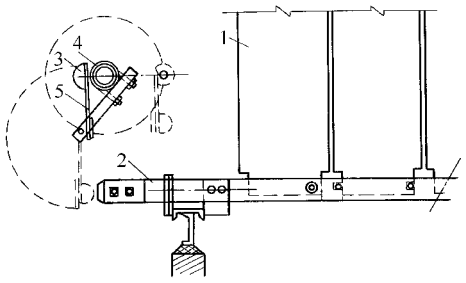


图 9-50　集尘极（阳极）振打装置示意图
1—集尘极　2—集尘极的振打杆　3—振打锤
4—振打轴　5—振打锤柄弹簧钢板

振打的目的是使极板、极线上收尘下来的粉尘通过振打后把灰尘清理下来，从而保证极板、极线洁净，有利于电晕放电和极板收尘。振打要克服粉尘的粘力、电场力和万有引力，所以要求极板、极线上具有足够合适的振打力，才能使粉尘脱离，达到清灰目的。振打力的产生必须通过物体之间的合适力度的碰撞撞击。此外，还必须具有良好的振打力传递，才能保证极板、极线每一点都有足够的振打力。理想的清灰应该是能够将具有各种不同特性的粉尘成块地从极板极线上振落下来，与此同时又

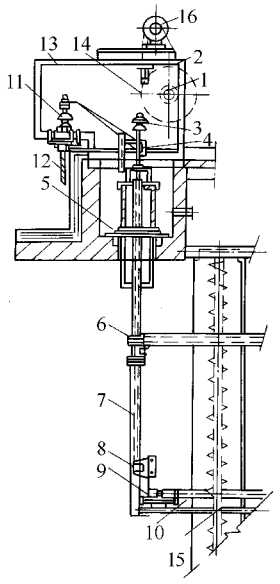


图 9-51　电晕极（阴极）振打装置示意图

1—偏心轮　2—滑轮　3—活动绝缘子　4—振打装置　5—支持绝缘子　6—吊管　7—拉杆　8—提升装置　9—振打锤　10—放电极框架　11—电缆头　12—高压电极　13—绝缘子室　14—传动链条　15—放电极　16—电动机

不致引起电除尘器运行上的问题，诸如粉尘二次飞扬，反电晕或极板，极线等过快损坏。

目前常用的有集尘极（阳极）振打装置和电晕极（阳极）振打装置，分别如图 9-50 和图 9-51 所示，集尘极振打装置是采用旋转的锤头振打装置（如图 9-50）。它由一台减速电动机和链条传动，带动伸入电场的一根 ϕ60mm 的转轴，以 1r/min 的转速回转。在每一排电极的中心线位置的轴上固定有弹簧钢板制成的活动锤柄（各锤相隔 22°空间角度）。转动时，锤有规律地敲击极板下支架的振打头，使电极板发生振动，使碱尘从集电极板面上脱落下来。集尘极和电晕极的振打周期由小同步电机定时器来调节，以达到较为合理的振打次数和减少机械损耗，借以提高除尘效率。

电晕极的振打装置设在高压绝缘小室内，通过一台减速电机驱动。在慢速轴上装有偏心轮用链条通过绝缘子与振打器连接，借轴的转动，使链条做上下往复运动。提升振打器的钩，通过拉杆使锤子提升到一定的高度，当锤子被带到上部位置时，提升杆的钩脱扣，锤子被放开，借自重落下，敲击装在穿心件的振打头上，这样就引起电极移位和振动，使碱尘脱落。为了保证机械传递和电气绝缘，在振打的链条与放电极的振打装置中间装置有高压悬式瓷瓶，使直流高压与地绝缘。

第四节　绿液的苛化设备

一、苛化系统概述

黑液在碱回收炉燃烧后所得的绿液主要成分为碳酸钠和硫化钠（硫酸盐法）或碳酸钠（烧碱法）。苛化的目的在于将石灰加入绿液中，使碳酸钠转化为氢氧化钠，沉淀物碳酸钙或白泥从苛化液中分离。所得澄清液称为白液，即蒸煮药液，送往蒸煮车间，白泥则送白泥回收设备煅烧，回收使用。

绿液的苛化和所得白液的澄清，是将绿液、石灰同时连续不断地加入消化器中，而后通过在一系列设备中进行反应和加工过程，最后连续得到供蒸煮用的白液。连续苛化的主要设备有石灰消化器，苛化器，白液、绿液的澄清过滤设备等。

二、石灰消化器和苛化器

（一）石灰消化器

石灰消化器供石灰消化制取石灰乳之用。带有分离石灰渣子装置的消化器称为消化提渣机。石灰消化器主要有两种形式，一种是转鼓式，另一种是搅拌槽式，两者皆可配备提渣机。

1. 转鼓式石灰消化提渣机

转鼓式石灰消化提渣机（图9-52）由石灰消化部分和提渣部分组成。石灰消化部分是一个回转圆筒，它支承在托轮上，通过齿轮传动，转速为3～5r/min。石灰及绿液由一端送入，乳液及未消化的石灰渣由另一端排出。转鼓内部有角钢制成的翅片，沿螺旋形的位置焊在转鼓内壳上，其作用是使石灰与绿液混合均匀。同时，借助转鼓的转动将未消化的石灰块和渣子向前推动至出口处进入提渣部分。提渣部分的进口设有一斜置的筛子，大的石块在此被除去。其余的渣子在提渣机中沉集到底部，由耙子（或螺旋）沿提渣机斜底扒至出口排出，在出口处设有一清水管，对渣子进行清洗后再排出。以减少碱损失，除渣后的乳液由出口管排出，并送至苛化器。使用这种石灰消化提渣机制备的石灰乳液质量较好，含渣量小，已为国内大多数纸厂碱回收车间采用。

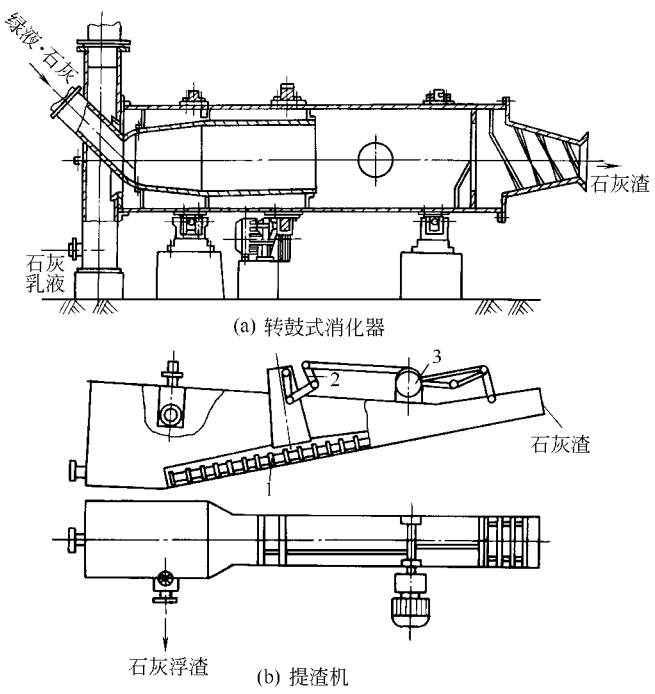


图9-52　转鼓式石灰消化提渣机
1—耙齿　2—曲轴连杆　3—电机

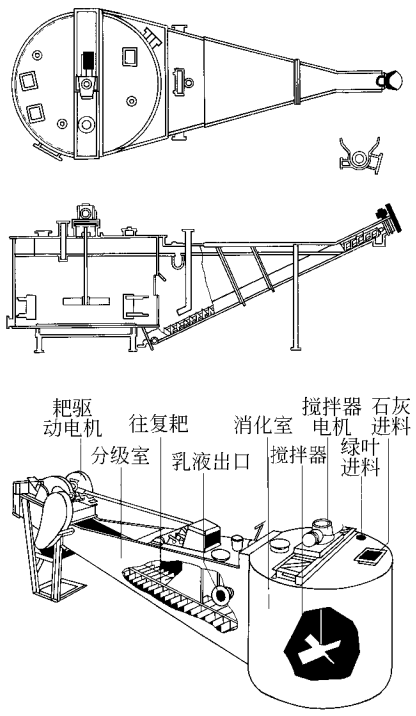


图9-53　石灰消化提渣机

2．搅拌槽式石灰消化提渣机

搅拌槽式石灰消化提渣机（图9-53）与转鼓式石灰消化提渣机的不同在于石灰消化部分，前者是搅拌槽，后者是用转鼓。提渣部分的结构基本相同。消化槽有的为单层，有的为上、下两层。上层的中央与下层相通，每一层都装有立轴搅拌器，下垂的桨叶悬吊在搅拌器的横梁上，桨叶离底约20～40mm。

石灰和绿液由槽的顶部加进去，双层式搅拌槽消化后带有渣子的乳液从中央的圆孔溢流到下层。圆筒外连接分级提渣器，消化后的物料，由下层通向提渣器。分级器可以是耙式或螺旋式，以除去绿砂和不消化的杂质。绿砂经洗涤后排出。分级器内各室的洗液浓度不同，在绿砂提升排出过程中可得到逆流洗涤。

大块的石渣容易沉积在槽中不易排走而影响正常操作，需定期停机清渣。

（二）苛化器

苛化器为消化后的乳液提供良好的苛化条件，使苛化反应进行得比较彻底。

1．连续苛化器

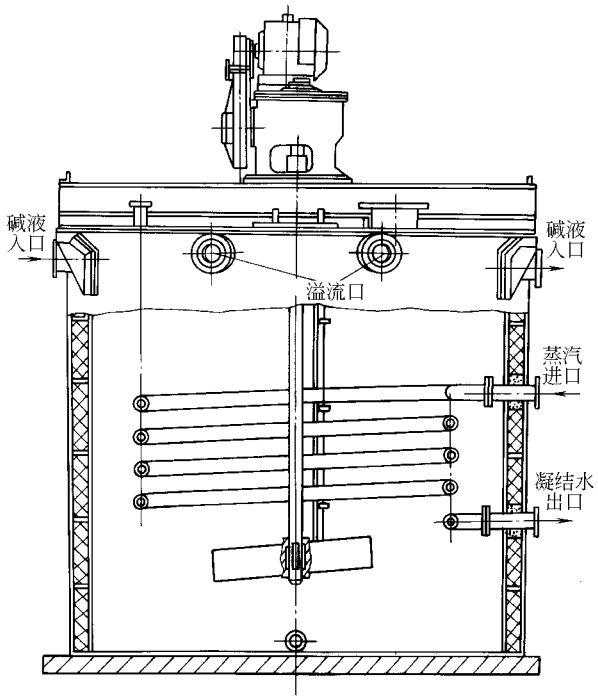


图 9-54　连续苛化器

连续苛化器如图（图 9-54）所示，它的高度与直径相等，内设蒸汽加热蛇管及搅拌器。搅拌器底部有轴承支承。为了使搅拌作用良好，在器壁四周有固定的若干直立挡板，以防滑流而形成苛化死角。苛化器的顶盖应设有排气管接至室外。连续苛化流程中常将三台苛化器布置成阶梯形排列，串联运行。三台苛化器的进出口都在上部，按溢流进入下一台。各个苛化器可控制不同温度。苛化乳液在器中共停留 90 ～ 120min 左右。

混合是苛化器的首要功能。新型的苛化器使用水力叶片式叶轮：叶片前端是水平的，与槽底平行，尾端倾斜，产生泵送作用。由于它的高速泵送作用，在液面上产生一个旋涡，使液流进入槽中，不能直接流向出口，消除了短路。而在槽体的下部，产生足够的挡板作用，使整个液流和全部的悬浮颗粒混合均匀上升到出口处排出。

2. 三室连续苛化器

三室连续苛化器（图 9-55）是从单室连续苛化器发展来的。目前在国际上已被普遍应用，它具有结构紧凑、苛化效率高、占地小等优点。

三室连续苛化器内部分为上、中、下三层，中间有隔板。第一层有蛇管加热，各层共一根总轴，每层一个搅拌器。消化乳液由顶层通过隔板的中心套环逐层向下流动，由底层的出液管引到位于顶层的出口管流出；为保持规定液位，设有虹吸抽液管。这种装置由于消除了短路问题，容积效率较高。但此装置不如单室苛化器灵活，因为一旦搅拌器失灵，系统就要停机。

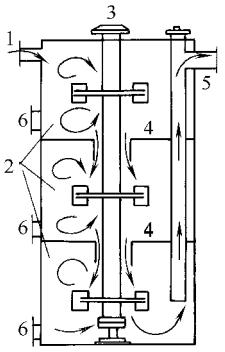


图 9-55　三室连续苛化器
1—入口　2—反应室　3—搅拌器
4—隔板　5—出口　6—人孔

三、澄清、洗涤与过滤设备

从碱炉、溶解槽送来的绿液中含有很多杂质（绿泥），在苛化前要澄清并分离出清液；绿泥再经洗涤，尽量洗除残留的碳酸钠后排掉；绿液经苛化后生成的乳液也要经澄清或过滤分离出白液、白泥；白液送去蒸煮纤维原料，白泥也要再经洗涤过滤，溶解出残碱并提高干度后送石灰回收使工段燃烧。上述各个过程均应采用澄清或过滤设备来完成。

（一）澄清器

澄清器的工作原理是借助重力的作用，使密度较大的绿泥或白泥沉降在下部，上层为澄清液，从而达到分离的目的。影响绿液澄清的因素有绿液的含硅量和碱回收炉的运行工况

等。影响白液澄清的因素有苛化时的石灰质量及过量石灰的数量、白泥颗粒大小、滤液的浓度和温度等。

澄清器按圆筒内部分隔的层次分为多层澄清器和单层澄清器。多层澄清器有平行式进液（一般用于绿液、白液澄清及白泥洗涤）和逆流式进液（用于绿泥洗涤）两种。逆流式进液多层澄清器也称绿泥洗涤器，将其归入洗涤器作介绍。

1. 平行式进液多层澄清器

图 9-56 为一台三层澄清器简图。三层澄清器是锥形底的圆柱形贮槽，由两个锥形隔板分成三层。各层均设有与分隔板有一定间距的四根转臂，板状耙齿就固定在转臂上由中心轴带动。每块隔板中间有与中心轴同心的下渣管，使二室相通，上层排泥可进入下层，最终排至底层被膜泵定期抽出。其作用是不使上层沉渣下来的泥渣与下层清液相混。在下渣管之外有一圆套管，被澄清的乳液进入位于槽边外的分配槽后，由各层进液管导入各层中心的圆套管，使大部分泥渣从中央降下以免同清液相混。各层上部的澄清液通过管子集中到清液槽连续排出。为保持各层流量的均匀，在各层溢流管处设调节套管，使下层的管口高些，以达到各管溢出的清液量均匀一致为准。澄清器的主轴转动和升降决定于泥层的厚度和紧密程度。如果泥层过厚过密，耙齿转动时需要的功率增大，主轴自动升降装置能根据电流负荷自动将主轴连向耙齿提起或降落，避免设备损坏。为避免升降过度，把耙子主轴的升降上、下极限位置装有限位开关控制。

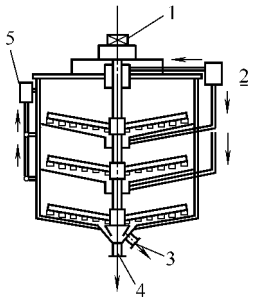


图 9-56　多层澄清器简图
1—传动装置　2—进液箱
3—抽泥　4—排污
5—清液收集箱

草浆厂由于原料比较复杂，绿液的质量差别很大，含硅量又高，故其白泥的沉降速度也大大降低。为此，在选择澄清器面积时要偏大一些，对于苇浆、麦草浆，澄清器的生产能力仅为生产木浆时的 1/2～1/3。

2. 单层澄清器

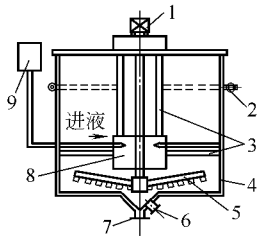


图 9-57　单层澄清器简图
1—传动装置　2—清液溢流环管　3—上支吊架　4—槽体　5—大耙　6—抽泥　7—排污　8—中央进液旋风筒　9—进液箱

单层澄清器是现在常用的白液澄清及白泥洗涤设备。它是近年在使用多层澄清器的基础上发展起来的新设备，取消了中间各层的隔板和耙子。结构简图如 9-57 所示。它是利用悬浊液中固相沉降后形成的泥层本身作为过滤介质，对由泥层下部进入的悬浮液起到过滤层作用而达到固液分离的目的。

单层澄清器的主轴、耙齿、传动机构、提升机构与多层澄清器结构相同。由苛化器来的乳液进入分配箱，再进中央旋风进液筒，其下出口一般距底 600～700mm，以耙齿升到最高点不相碰为宜。进液旋风筒的主要作用是削弱进液冲力，使进液速度减慢，泥层不受到进液冲击而破坏。清液由澄清器上部溢流到白液贮存槽，沉积在底部的白泥用膜泵由底部管连续抽出。

3. 绿液沉清贮存槽

现在常用的绿液净化设备是单层沉清贮存槽，也用于澄清白液。它的上部是清液贮存槽，下部是澄清器。结构如图 9-58 所示。澄清器装有由电机带动的耙子，把沉集下来的绿泥慢慢耙向槽的中心而不会搅动。绿泥用底流泵抽出。进料通过切向进料口进入浸没式进料井中，进料井使进料流动的动量消失，整个液流进入沉降区。浸没式进料井悬挂在桥架上，

并用拉杆与槽壁相连。溢流的清绿液通过浸没在槽中的溢流管流出槽外。溢流管装在进料管之上。

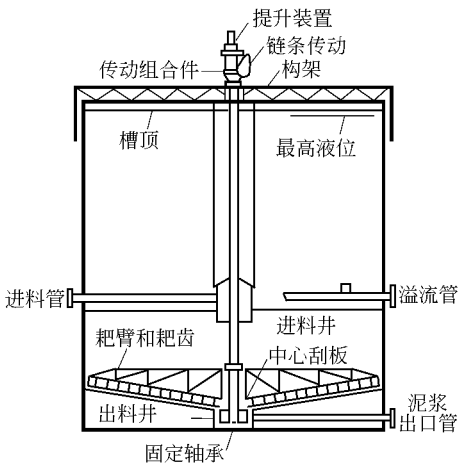


图 9-58　绿液沉清贮存槽

进料井、拉杆及所有的管子均采用不锈钢材料。耙子用碳钢制作，耙臂的转轴外包不锈钢。因绿液中含有硫化钠，在气-液界面上易发生腐蚀，绿液澄清器上部采用不锈钢衬里或不锈钢板制造。

要求绿液有较高的澄清度，否则，绿泥一旦被带入消化器，会产生轻轻的绒毛状的白泥，在白泥澄清器和白泥洗涤器中难以沉降和浓缩。为了提高澄清度，将绿液沉清贮存槽作了两种修改：一是改成没有贮存槽部分的单层沉清器。在沉清槽槽壁上装溢流槽，溢流通过堰板低速地流进溢流槽，清液从溢流槽中排出。这样可以获得较高的澄清度，但需另增加一台绿液贮存槽。二是把绿液沉清贮存槽改成固体颗粒接触式沉清器：设置两根分别传动的同心轴，内层轴与上传动机构连接，类似沉清器耙子的传动轴。外层轴与下传动机构相连接，传动轴上装有叶轮，叶轮转动时产生泵的作用，把已经下沉的悬浮颗粒扬上来与进料混合。进料绿液中的绿泥与扬上来的悬浮颗粒接触，相互胶着，有助于悬浮颗粒的凝聚，增加悬浮颗粒的粒度，促进其沉降。

（二）带式真空过滤机

带式真空过滤机是滤布运动行进的真空鼓式过滤机。其特点是：滤布在完成过滤和洗涤后离开转鼓，卸除滤饼后进入滤布洗涤槽将滤布清洗干净，然后回到转鼓上，滤布每过滤一次就清洗一次，故能始终保持滤布清洁和过滤能力。

该机用于草浆厂的碱回收有较好的适应性。草浆黑液含硅量高，在白液中的硅酸钙胶凝体澄清困难，用带式真空过滤机代替澄清器有较好效果且占地面积小，尤其适用于老厂改造工程。

带式真空过滤机结构简图如图 9-59 所示。它由真空转鼓、吸滤槽、清洗槽、搅拌机构等部分组成。苛化后的乳液由进液管送到吸滤槽内，在转鼓的真空作用下，液体经过滤布过滤后流入鼓内，经轴端分配阀流出，留在滤布上的白泥滤饼，经喷淋洗涤脱水后在卸料辊处落入螺旋出料机送出。装在槽底部的搅拌机构由无级变速器和偏心轮带动连杆推动做往复摆动。

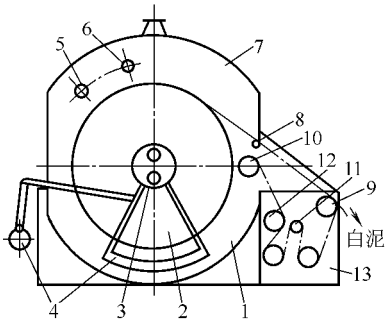


图 9-59　带式真空过滤机

1—吸滤槽　2—真空转鼓　3—真空分配阀　4—搅拌装置　5—循环热水管　6—清热水管　7—气罩　8—弧形辊　9—卸料辊　10—舒展辊　11—张紧辊　12—校正辊　13—清洗槽

（三）压力过滤器

压力过滤器是目前国际上新型的白液过滤设备，主要设备类型有管式压力过滤器和盘式压力过滤机。管式压力过滤器又分为 A、B 型两种结构。A 型用于过滤苛化白液和白泥洗涤液，B 型用于纯化已过滤的白液。盘式压力过滤机用于过滤苛化白液。

管式压力过滤器与传统的白液澄清器相比较有如下优点：①澄清度高，可大大减少白液中碳酸钙等固形物含量而获得质量较高的白液，能减轻蒸煮及蒸发系统管线及设备结垢程度，提高热效率和纸浆质量。②占地面积小，仅为传统澄清器的7%左右。③设备质量可降低到相同能力澄清器质量的30%左右。④白液温度高，对环境污染低。压力过滤器送蒸煮的白液温度可提高8～10℃。本机的主要缺点是：压力过滤器的生产能力调节幅度不大，在设备选型时必须考虑到今后的发展。另一缺点是需要进行酸洗和更换滤布。

1.A型压力过滤器

1）结构及工作原理

A型压力过滤器（图9-60）是一个立式锥底圆筒形钢制容器，采用管式过滤单元。容器上部有一隔板，隔板把压力过滤器分成上下两部分，上部为常压区，下部为压力区，压力区工作压力为0.3MPa。过滤元件挂在隔板上，过滤元件是多孔钢管，外套由涂有不粘层的聚丙烯无纺布过滤套组成。隔板上方是滤液收集室，它被分隔成若干个扇形区，每区都有一个滤液导出管接到环形白液总管引出。隔板下方是进液室和卸料区，卸料区供白泥沉集和暂时贮存。底部装有一缓慢转动的耙形搅拌器，以保证锥底的抽泥接口均匀地排出白泥。

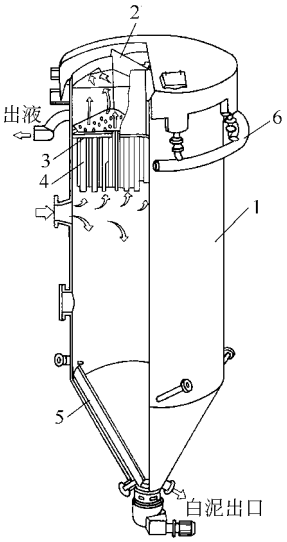


图9-60　A型压力过滤器
1—筒体　2—绿液收集室　3—管板　4—过滤元件　5—搅拌耙子　6—各扇形收集区的滤液出口管

乳液由进液口进入壳体，由泵送压力在壳体内形成正压，在该压力的作用下，乳液中悬浮粒子在通过毡套时被截留于毡套表面形成滤饼，溶液中的小分子则通过毡套进入清液区，并溢流到出料管。

A型压力过滤器的工艺运行过程分为三个阶段：过滤、反冲洗、沉降。工作程序的时间设定为：①过滤时间为0到240s。过滤时间短，会影响单位时间内过滤器的生产能力；过滤时间长，白泥在压力逐渐升高的情况下，吸附在滤套上的滤层受压时间长，结构越来越紧密，在反冲时难以脱离滤套。一般设为180～200s。②反冲时间为0～12s。反冲时间是根据过滤器液位在反冲时下降300～350mm高度而设定。反冲时间短，吸附在滤套上的白泥层不能充分脱离滤套；反冲时间长，就会使部分乳液又溢流回到喂料槽（或稀释槽）作无用循环，从而降低生产能力。一般在新滤套时可设定为0.6～1.5s，滤套使用半年后，即可设定为1.5～2.0s。③沉淀时间为0～60s。沉淀时间短，反冲时脱离滤套的白泥还来不及沉淀到过滤器底部，尚处在过滤器上部时就与新泵入的乳液混合在一起，再次被过滤，从而使乳液含泥量越来越多，过滤阻力越来越大。同时造成器底部排出白泥密度较低，白泥含碱液多，致使下道工序洗涤困难，导致碱损失增加。沉淀时间长，虽然没有上述的问题，但在单位时间内总过滤时间所占的比例就少，影响了生产能力。一般设为30～45s，若在低额定负荷运行时，只要不影响前道工序的正常运行，沉淀时间越长越好。

在实际生产中还要依据生产的具体条件来确定各个阶段的设定时间。

2）过滤系统控制

A型压力过滤器系统的配套装备有供料糟、供液泵、白液混合槽、白泥泵及酸洗槽等，其自动控制系统如图9-61所示。

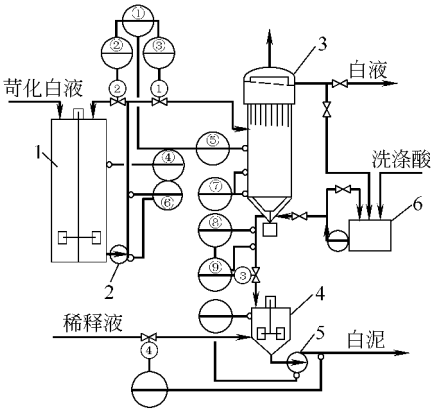


图 9-61　A 型压力过滤器系统

①—KJ　②—HS　③—HS　④—LICA　⑤—PRA　⑥—FRC　⑦—DR　⑧—DRC　⑨—FRC

1—供料槽　2—供液泵　3—过滤器　4—白液混合槽　5—白泥泵　6—酸洗槽

接到筒体中部的进液管上有两个阀门，由泵出来的管就接到这两阀之间，见图 9-61 中的①②阀，①阀开即向过滤器供液，②阀开即回流至白液供料槽。两阀均由时间控制器来操纵。

在过滤阶段，供液泵以 100～200kPa 的压力送白液入筒体，此时②阀门关闭，①阀门打开。在压力作用下，通过过滤元件的清液上升到收集室流出，过滤元件外表形成滤饼，并逐渐加厚。通常过滤饼的压力降为 76kPa 左右。反冲洗阶段中①、②两阀门都打开，泵送来的乳液被返回供料糟，过滤器内压力消除，依靠上部收集室里的白液的静压力反冲过滤元件外的滤饼使其脱落，并且有少量白液穿过滤袋回到过滤器体内，也有一部分液体流回乳液槽。沉降排渣阶段中②阀开而①阀关，泵送来的乳液全部返回到供料槽，过滤器中没有液体流动，卸下的白泥沉积在下部卸料区内，并被排出。

压力过滤器有压力和时间控制：时间控制器 KJ 带有三个定时装置，可按过滤、反冲、沉降三个阶段所需时间进行调定。但压力若超过给定值，则压力控制器 PRA 能触动 KJ，提前打开回流阀门②，使过滤阶段自动停止，进行反冲洗卸除滤饼。如果压力持续高于允许值，会自动报警，表示需要进行酸洗。在筒体下部设置压差式浓度仪表 DR，对白泥液位进行监视。白泥排除靠过滤器自身压力来实现，流量由 FRC 来控制。供料槽设有 LICA 液位指示控制报警器，串联到流量控制器 FRC 的控制给定点上，通过变频器来调节供料泵的速度，达到控制流量的目的。

3）操作与维护

（1）压力：过滤器的过滤压力一方面在过滤、反冲、沉淀过程中会做周期性的变化，另一方面随着运行时间的延长，滤套逐渐被堵塞，压力也会逐渐升高。周期性变化中最高压力不得超过 150kPa。否则过滤管容易产生变形，影响过滤效果。周期性的压力变化最高与最低之差一般在 20～30kPa 为正常。

（2）密度：压力过滤器内的乳液密度应在一定范围内波动，超过该范围都有可能使生产运行不正常。正常范围是：白液压力过滤器平均密度 1.25～1.37kg/dm^3，排泥密度 1.4～1.5kg/dm^3，白泥洗涤器平均密度 1.25～1.36kg/dm^3，排泥密度 1.4～1.5kg/dm^3，平均密度与排泥密度的变化成正比关系。当排泥密度低于平均密度，说明乳液过量、灰大、白泥颗粒细小、沉淀慢，此时应延长沉淀时间。排泥密度太大时，说明排泥量不足，应增加排泥量。

（3）白液质量：白液压力过滤器出现质量问题往往不是控制失调、澄清液跑混等常规问题，而通常是过滤套破损，并且这是生产中容易产生的问题，在正常生产中，生产固形物含量应低于 20mg/kg，过滤套破损以及其他原因使白泥进入清洁的白液，造成白液浊度升高影响白液的质量，这样要迅速查找哪个扇形区出了问题，如果找出了哪一个扇形区出了问题，最简单的处理方法是关闭这个扇形区的出料阀门，使这个扇形区的液位升高，然后通过溢流管线返回到乳液槽，但是这样做会降低过滤器的生产能力。通常用一个取样器来查找有问题

的过滤元件，取样器与扇形区的尺寸一致。把取样器放入被检查的扇形区时，每个过滤元件都插入了一个取样管，每个取样管都编有号码，当液位升高时，从每个取样管流出过程中能很容易找到破损的元件。

4）过滤器的水洗、酸洗和水冲

（1）水洗：压力过滤器经过一段时间的运行，滤套逐渐被白泥堵塞，过滤压力逐渐升高。当压差达到 60～70kPa 时，即应停止运行，对滤套进行酸洗处理，一般连续运行 1 个月左右，就需要对滤套酸洗一次。在酸洗前必须对滤套进行较彻底的水洗，避免器内残留的白泥和碱液混入酸液。

（2）酸洗：水洗完毕，即可对压力过滤器进行酸洗。酸液应临时制备，因为所用的酸是氨基磺酸（H_2NSO_3H），该溶液的贮存时间非常有限，18～20h 后将会快速失效。酸液浓度控制在 10%，温度 60～75℃。为了保证酸洗效果，每格至少要酸洗 25min 以上。

（3）水冲：由于酸洗后过滤器内或多或少地残留酸液，所以必须再用热水冲 1～2 遍，将器内残酸洗去。在正常生产运行中，若是短时间停止运行，但不准备酸洗或水洗处理时，也应该将液体灌满压力过滤器，以防滤套干燥。

5）影响压力过滤器运行的因素

（1）温度的影响：碱溶液的粘度大，过滤阻力大，过滤速度慢，而且会将乳液中的白泥颗粒粘附在滤套上而影响精液的通过。提高碱溶液的温度就可以降低其粘度。一般要求碱回收喷射炉送来的绿液温度在 85～90℃，苛化后的乳液温度在 100～104℃，进入系统中的稀释水温度应不低于 65℃，这样才有利于运行。

（2）苛化度和过量灰：压力过滤器的滤套对苛化反应过程中加入的石灰量特别敏感。加灰量越少，乳液中的过量灰和含泥量越少，对滤套的堵塞程度越低，则对运行越有利。要求在运行中绿液总碱浓度稳定在 160～170g/L（以 NaOH 计），进入压力过滤器时，苛化度在 80%～82%，过量灰在 1%以下。

（3）绿液和石灰：绿液的浊度也是影响压力过滤器滤套使用寿命的关键因素。绿液中的绿泥呈黑色，颗粒小而粘度大，非常容易将滤套孔眼堵塞，因此应尽量除去，绿液中的含泥量应不高于 150mg/L。石灰质量的稳定也是重要的。石灰的活性 CaO 的含量决定石灰质量的高低。一般要求含活性 CaO 为 80%以上，含 $CaCO_3$ 为 2%～4%。欠烧或过烧石灰对压力过滤器的运行都有不利的影响。特别是欠烧石灰含活性 CaO 少，为了达到一定的苛化度，欠烧石灰势必要加入更多的数量，才能满足苛化反应的需求。这样就造成苛化后的乳液含有更多的固体物质，从而使压力过滤器的过滤阻力升高、过滤速度降慢，缩短运行周期。

2.B 型压力过滤器

B 型压力过滤器是 A 型压力过滤器的简化，如图 9-62。它只有压力过滤部分，收集室也不分隔成扇形室，不设白泥沉降增浓的部位；反冲下来的白泥马上排到器外的澄清器或带式真空过滤机里去。由于白泥很少，10～24h 才排渣一次。它可以装在澄清器或带式真空过滤机与蒸煮工段之间的管线上，作业可全部自动化。其过滤阶段时间决定于白液的含泥量和流量。B 型压力过滤器还可以用来过滤绿液。

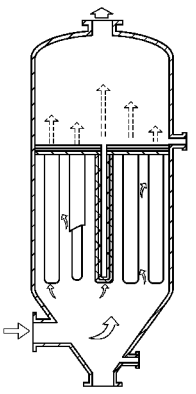


图 9-62　B 型压力过滤器

3. 盘式压力过滤机

盘式压力过滤机常用来过滤苛化乳液，也可以用于绿液的过滤，但需预挂一层白泥作为

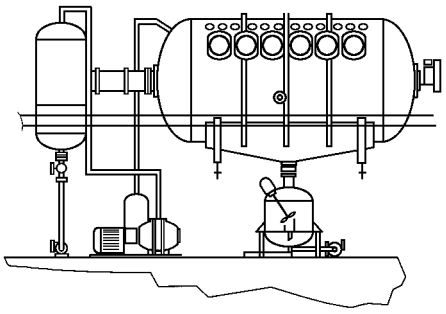


图 9-63　盘式压力过滤器

滤层。它的结构如图 9-63 所示，结构特点是：有一根水平的中心轴，上装有许多立式过滤圆盘，在卧式的压力室内回转。每个圆盘分成几块，每块用聚丙烯滤布包裹，方式与管式过滤器相同。通过过滤圆盘的滤液，从中心轴中的通道流到一端的出料阀门排出，进入贮存槽贮存。滤液带出来的空气经分离器分离，气体用水环式压缩泵，送回过滤器压力室内。过滤圆盘内外都有压力，盘外的压力即进料侧的压力大于盘内的压力，压差为 138kPa，这是过滤的推动力。循环的气体原是空气，但其中的氧气在循环中消耗掉了，剩下的主要是氮气。

图 9-64 表示盘式压力过滤器的生产流程。苛化乳液用泵送入盘式压力过滤器的壳体中。在壳体的底部装有多孔管，从水环式空气压缩机来的部分空气，从管孔中吹出，搅拌壳体中的苛化乳液。由于过滤圆盘内外压力差的推动，滤液通过滤布从中小轴流入滤液槽。

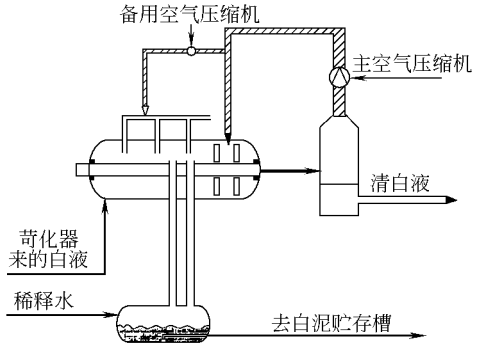


图 9-64　盘式白液压力过滤器流程图

盘式压力过滤器的每片圆盘的两侧装有慢进刮刀，由刮刀把过滤圆盘外面的白泥滤饼连续刮下来，通过溜槽进入混合槽与热水混合，用泵送入白泥贮存槽。当过滤圆盘进入壳体内苛化乳液液面以下时，发生过滤作用，白泥又附在滤布上，得到的滤液浊度为 20～30mg/kg。排出的白泥干度为 75%。

（四）洗涤器

1. 绿泥洗涤器

绿泥洗涤器又称逆流式多层澄清器，主要用来洗涤绿泥，回收其中残碱，以减少碱损失。其结构与平行式多层澄清器相类似，分为数层，其作用是增加沉降面积。洗涤器通常采用多次逆流洗涤的原理操作。绿泥经打散器稀释后直接从顶层中央进入，而洗涤热水由底部进入。泥渣由上逐层往下降，洗涤水由下向上升，即用下一层的澄清液洗涤上一层的泥渣的逆流洗涤的方式，最后的澄清液由顶层排出。

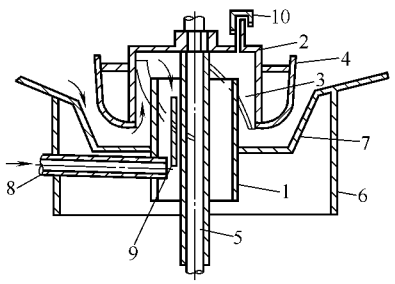


图 9-65　排渣阻水器

1—不动圆筒　2—转动圆筒　3—螺旋叶片　4—拨爪　5—中心转轴　6—外壳圆筒　7—隔板　8—洗涤液入口　9—挡板　10—排气管

洗涤器不同于澄清器之处是在每层底部的中央有一个排渣阻水器，如图 9-65 所示。使排渣时洗涤液不致上下两层相串通，从而达到较好的洗涤效果。

排渣阻水器由与每层隔板连在一起的不动圆筒和与主轴相连的转动圆筒所组成。转筒外侧的拨爪把沉渣推到两圆筒之间，而转筒内侧的螺旋叶片向上推而旋转进入固定圆筒内落下，经上升的洗涤水稀释、扩散并分离清液而沉淀到该层底板上。

2. 真空洗渣机

真空洗渣机专用来洗涤苛化澄清下来的白泥，经它过滤洗涤后的白泥含残碱在1%以下。当白泥作为石灰回收原料时，残碱含量最好在0.5%左右。白泥干度越干越好。真空洗渣机洗后的白泥干度一般在50%左右。

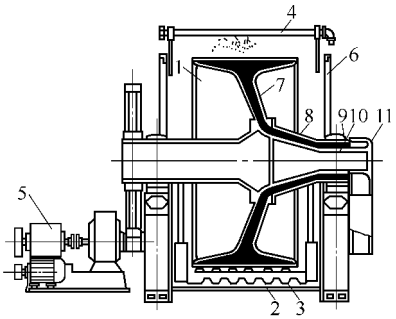


图9-66　真空洗渣机

1—滤鼓　2—槽体　3—搅拌器　4—喷淋洗涤管　5—洗鼓传动　6—弧形架；7—扇形格仓　8—空心轴　9—动片　10—定片　11—分配头

真空洗渣机（图9-66）在结构上与真空洗浆机甚为相似，但其糟体内下部设有摆动搅拌器，以防泥浆沉降。滤鼓及分配阀等则基本上与真空洗浆机相同。运行时，在滤鼓网面上形成10～15mm厚的泥饼，滤液沿流道由分配阀连续排出。随着滤鼓的旋转，泥饼转出液面，在第一干燥区的真空下脱水到50%～60%干度。继而进入洗涤区，喷淋60～80℃温水洗涤泥饼，除去白泥的残碱。在第二干燥区再脱水到50%～60%的干度，最后进入吹落区，由分配阀引人压缩空气将泥饼吹离鼓面，经刮刀将滤饼剥落，送到石灰回收系统煅烧。滤鼓在再生区排出其格仓内的气体，又进入过滤区开始新的过程。

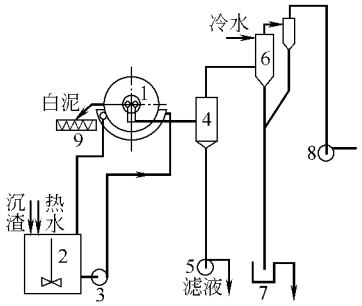


图9-67　真空洗渣机配套设备及流程

1—真空洗渣机　2—搅拌槽　3—泥渣泵　4—滤液收集器　5—滤液泵　6—高位冷凝器　7—水封槽　8—真空泵　9—螺旋输送机

真空洗渣机常用的配套设备有高位冷凝器和真空泵，其流程如图9-67所示。

3. 预挂式真空过滤机

预挂式真空过滤机是20世纪80年代国际上较普遍采用的白泥洗涤过滤设备，其特点是在滤网上预挂一层白泥（即由被过滤物料本身形成的滤饼）作为过滤体的滤层，用来过滤经过稀释后浓度为25%～35%白泥乳液。用这种装备所截留的白泥，其干度高达70%以上，含残碱低于0.5%（以NaO_2计），可直接供应作石灰回收用。与传统设备相比有生产能力大、白泥干度高、残碱低、运行稳定、操作方便、节约能源、降低消耗等优点。但用于过滤草浆白泥时，过滤速率比木浆白泥低，单位面积的过滤能力只有过滤木浆时能力的40%左右。

预挂式真空过滤机在结构和原理上同真空洗渣机基本相似（图9-68）。但在开机前首先将浓度为30%～35%的白泥浆注入槽体，随着滤鼓的转动和真空的形成，在滤网表面就逐渐形成了一层厚约15～20mm的预挂层。预挂层由粒度在4～5μm左右的白泥颗粒构成，颗粒之间就形成了无数微孔，在较高的真空作用下（5.8kPa）左右可以得到较好的过滤效果。

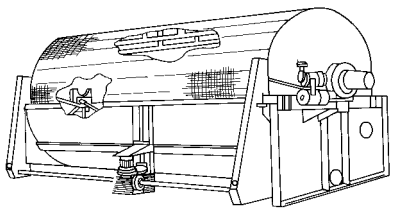


图9-68　预挂式真空过滤机

多数白泥预挂过滤机用碳钢制造，内部管线采用不锈钢。

白泥预挂过滤机的缺点是滤布要定期酸洗（用改性酸液），另一个缺点是需要定期全部剥落、更换预挂层，引起入回转石灰窑的白泥干度波动。

4. 连续更新白泥预挂洗涤机

连续更新白泥预挂洗涤机（图9-69）是在预挂白泥过滤机的基础上开发出的白泥洗涤

设备，它在原预挂式真空过滤机上装上了一套连续更新白泥装置。该过滤机由槽体、搅拌器、搅拌器驱动装置、转鼓、白泥刮板、机罩、连续更新白泥装置组成。特点是：可在正常洗涤操作中连续除去一小片挂层，而不用将预挂白泥层全部剥离，从而减少对石灰回收窑操作的干扰和总还原硫排放增加；白泥连续出料且干度始终维持在 75% 以上的水平，降低了油耗；白泥干度波动小，对石灰窑操作干扰小；滤布在运转中可以清洗，不需要酸洗滤布。

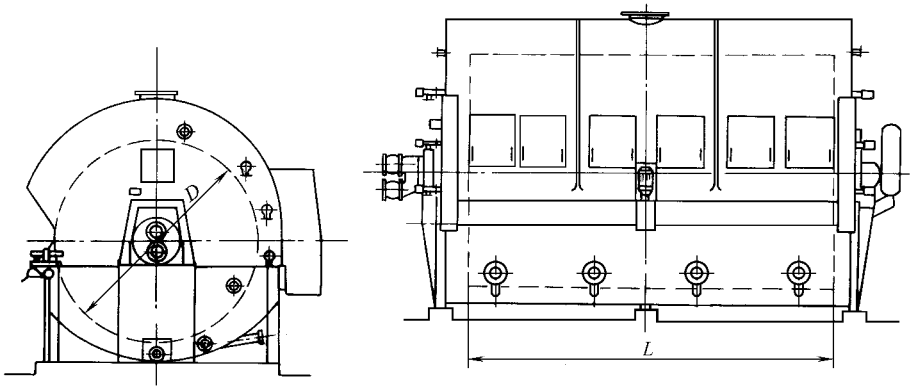


图 9-69　连续更新白泥预挂洗涤机

第五节　白 泥 回 收

一、白泥回收系统概述

苛化工序消耗生石灰（氧化钙 CaO）生产蒸煮用的白液，同时产生的副产品是白泥（主要是碳酸钙 $CaCO_3$）。石灰回收就是在 1100～1250℃ 的高温下，把苛化工段产生的白泥又转化成为 CaO，以便重新使用于苛化过程。这个反应叫做煅烧。

传统的石灰窑仍然是最为普遍的焙烧方法，但有少数工厂使用流化床系统，闪急焙烧系统则被认是另一个方案。这里重点讨论转窑法。

典型的石灰窑焙烧工序包含有三个阶段：①干燥白泥。②将白泥温度提高到焙烧反应所需的水平（约 800℃）。③维持足够的高温时间以完成吸热反应。

转窑法是传统的生产方法。主体设备是石灰煅烧转窑。近年来在技术和装备上有较多的改进，故被广泛采用。整个石灰窑系统如图 9-70 所示。

自苛化系统来的白泥，要求其干度在 60%～80%，白泥中残碱含量在 0.5% 左右，用白泥螺旋给料器 3 送入转窑 1 的窑尾。进入转窑的补充石灰石量约占石灰总量的 15% 左右。石灰石在沉降室 2 顶部溜入窑尾与白泥相混合。白泥与石灰石在窑内经历干燥、预热和煅烧而生成球状石灰，其粒度在 30mm 左右。

转窑常用的燃料有两种：重油和液化气。重油火焰的温度要比液化气高得多，而且燃油的火焰亮度比液化气大近三倍。

重油燃烧器由碱炉工段和石灰回收工段共用的重油系统供油，重油用蒸汽间接加热。对于常用的 200 号重油其温度约 170～220℃。

烟气净化设备可用静电除尘器或文丘里旋风分离装置。

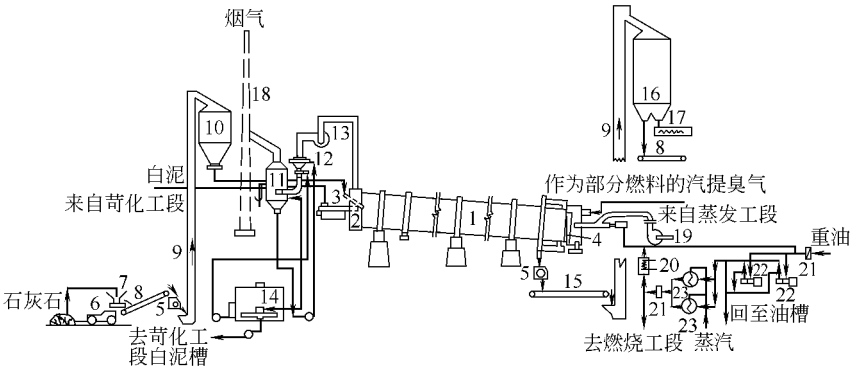


图 9-70　转窑法石灰回收系统

1—转窑　2—沉降室　3—白泥螺旋给料器　4—燃烧器　5—粉碎机　6—石灰石铲车　7—加料斗　8—带式输送机　9—斗式提升机　10—石灰石仓　11—分离器　12—文丘里装置　13—引风机　14—粉尘增浓器　15—耐热带式输送机　16—石灰仓　17—螺旋输送机　18—烟囱　19—一次风机　20—电加热器　21—滤油器　22—螺杆油泵　23—重油加热器

二、回转石灰窑

回转石灰窑可以分为两类：传统的回转石灰窑和使用窑外气浮干燥的现代石灰窑。传统的石灰窑一般较长，也称为长窑。配置了气浮干燥器的现代石灰窑取消了窑内干燥区，它的长度只有传统长窑的 70％，故也称之为短窑。

长窑可以分为干燥、加热、煅烧、冷却 4 个功能区来表示由白泥转化为回收石灰的 4 个阶段。第一段是白泥干燥段。干度为 60％以上的湿白泥进入回转石灰窑的挂链区。已吸收烟气热量的挂链加热白泥，白泥的水分被蒸发，干度达到 95％。第二段是干白泥加热段。装在窑壳上的翻板和提升器作为传热装置，搅拌白泥，使它与烟气密切接触。有的回转石灰窑的加热区装有混合盾牌和钢条，进一步改善传热作用。第三段是白泥煅烧区。在 815～1150℃的温度范围内，白泥煅烧分解为二氧化碳和氧化钙颗粒。第四段是冷却段。石灰颗粒在燃烧器下通过，进入石灰窑的出料端。热的石灰颗粒被二次风冷却。

短窑由于采用了窑外白泥干燥技术，进入气浮干燥器的白泥干度要求达到 70％～80％（所以短窑常与连续更新白泥预挂洗涤机，或白泥预挂过滤机配套使用）。该系统可以替代长窑的整个干燥区和部分加热区，从而大大缩短了石灰窑的长度。短窑的其他结构部件与长窑基本相同，因此可以在原有长窑上安装白泥气浮干燥系统（LDM），原石灰窑的长度不变，而将长窑改造成比原石灰窑的生产能力大得多的现代石灰窑。也就是说把传统石灰窑改造成为生产能力更大的 LDM 石灰窑。

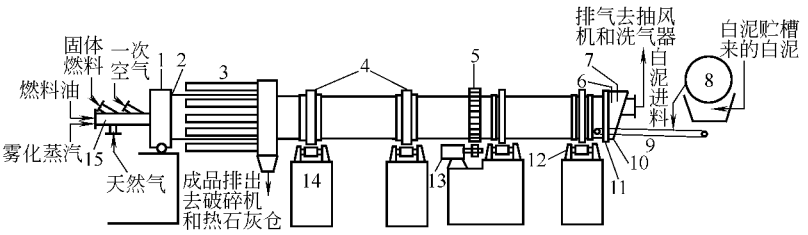


图 9-71　回转石灰窑简图

1—燃烧罩　2、11—气封　3—外附成品冷却器　4—环圈　5—主传动齿轮　6—后部测氧仪　7—后部温度计　8—白泥预挂过滤机　9—皮带输送机　10—进料端外罩　12—承压轮　13—驱动电机和减速器　14—支墩　15—燃烧器

回转石灰窑的各种装置如图 9-71 所示，主要由窑体、窑衬、支承装置、传动装置、冷却器、燃烧器等组成。

（一）窑体

窑体是横卧倾斜安装的二头开敞的钢筒，它是用 26mm 左右厚度的平炉静 A_3 钢板卷制成多节的圆筒焊接而成，烧成带和轮带筒节过渡部分厚度为 32mm，轮带筒节为 44mm。低的一端为窑头，高的一端称为窑尾。倾斜度为 2％～4％。窑体自尾至头分为进料挂链区、加热区、煅烧区和出卸料区几个区段。

（二）窑体内部衬里和内部热交换装置

窑体内部有隔热和耐热衬里。石灰窑常用的内部热交换装置有链条系统、挡坝、扬料板、提升棒、混合盾牌。

回转窑是煅烧石灰的一个窑炉，煅烧石灰的温度高达 1300℃，因此筒体内必须设置窑衬，保护窑体。窑衬在热过程中，吸收炉气的热量，然后又以不同的方式把热量传给物料，促进热交换。窑衬的另一个作用是可以减少回转窑的散热损失。

窑衬受炉内产生的坚硬如球状物料的摩擦作用，以及化学腐蚀、火焰烧蚀与冲刷、热应力、机械振动、筒体变形应力的作用。因此，窑衬材料应具有较高的耐火性、高温下的结构强度、化学稳定性以及抗冲击、耐磨性能。

回转石灰窑常用的炉衬有两种：一种是由一层耐火砖和一层保温砖组成的双层砖窑衬；另一种是现场捣制的耐火混凝土。窑内不同的功能区采用材料和形状均不同的炉衬，如图 9-72 所示。燃烧区和加热区不同厚度的保温砖和硬面耐火砖的两层砖窑衬，且靠近火焰的高温区耐火砖用 70％高含铝砖材料，以抵抗该区域的高温和化学腐蚀。低温区改用 40％含铝砖。

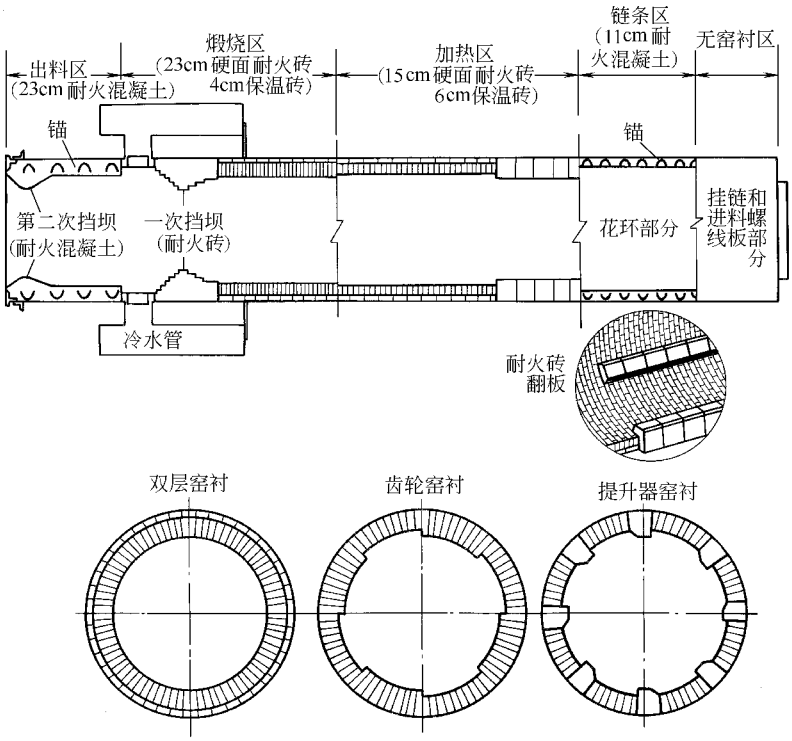


图 9-72　石灰窑的窑衬

（三）窑头装置

窑头（即出料端）装置主要由燃烧器、火罩等组成，如图 9-73 所示。

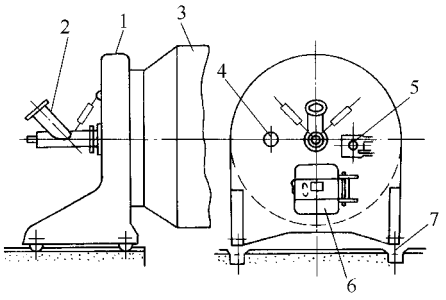


图 9-73　窑头装置

1—点火防护罩　2—燃烧器　3—回转窑　4—温度计接口　5—检查孔　6—人孔　7—钢轨

1. 火罩

石灰窑的出料端封闭在火罩或防火盾牌内。火罩内有隔热材料衬里，采用迷宫式的曲径隔间密封装置。罩上设有检查孔和人孔，用来观察火焰燃烧情况和处理窑内大块石灰。罩上还有燃烧器及温度计接口。火罩上面装有滑轮，或是下面装有轮子。在石灰窑更换窑衬时，可把火罩和防火盾牌整体移走。也可以采用分裂式或“仓门式”火罩。正常生产时，分裂式火罩的门是封闭的，检修时，它上面的滑轮与轨道可以让火罩门移开。

2. 燃烧器

燃烧器是回转窑的重要部件之一，它是一种以蒸汽、重油、臭气、石油液化气为燃烧介质的内部混合器。当这些燃烧介质与助燃空气流入组合喷嘴时，它们在喷嘴内部混合，流出时雾化燃烧，并形成适当的火焰形状。

燃烧器及其火焰形态，对窑炉生产能力、效率、成品质量，以及窑衬使用寿命均有很大影响。火焰温度愈高，窑的生产能力与效率也愈高。但温度太高，对窑衬不利，且易生成过烧的、反应性能差的石灰成品。

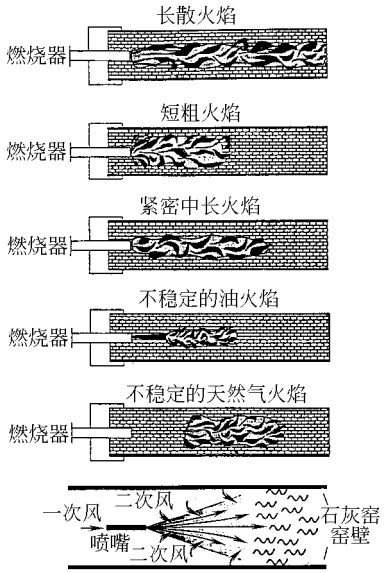


图 9-74　石灰窑中火焰的形状和石灰窑内壁空气的流动情况

研究表明火焰的形状和长度都只受空气动力学的影响。图 9-74 表示几种不同的火焰形态以及一次风、二次风的进风位置。当一次风量过大时，会造成强烈的混合，形成粗短和强烈的火焰。短火焰温度太高，虽然可提高产量和燃料效率，但易烧坏耐火砖和使石灰过烧。长火焰的传热作用不良，会造成白泥煅烧不完全，对控制成品质量不利，且影响产量和效率。一般认为，火焰的长度为窑体直径 3～4 倍，宽度为窑内径的 70％左右的中长火焰，对效率和耐火砖寿命均能兼顾。在任何时候，千万不能将火焰碰触到耐火层。

国内采用的燃烧器主要是重油蒸汽雾化燃烧器（图 9-75）。一次风从燃烧器的外套管送入，二次风由于窑内有一定的抽吸力，可以从多管冷却器经热交换后进入窑内。

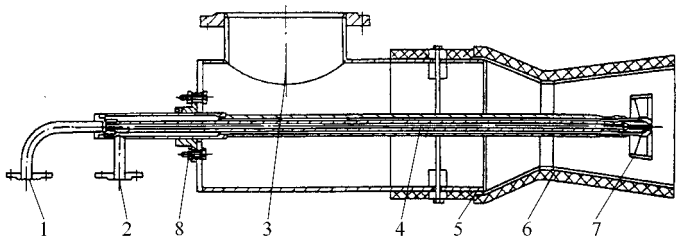


图 9-75　重油蒸气雾化燃烧器

1—燃油进口　2—蒸汽进口　3—热风进口　4—油　5—扩散管　6—稳性器　7—旋流器　8—螺栓

许多燃烧器还可以燃烧重油、臭气、天然气多种燃料，如重油臭气燃烧器。重油臭气燃烧器可用从碱回收工程蒸发工段汽提污凝水所得的臭气来作为部分燃料。它要求重油粘度降至

(6.2～16.2)×$10^6$$m^2$/s 后用蒸汽雾化进行燃烧。燃烧器的主要结构是一个同心多层套管，燃油和雾化蒸汽由中心管进入，经长达 3～4m 行程的混合，燃油得到充分雾化后由喷嘴旋转喷出。助燃空气的一部分作为一次风进入第二层管而其余进入最外层套管，一次风量约占总风量的 10%，在第二层和最外层风管上设有分配挡板，用来控制火焰形状。

燃烧器的运行对石灰窑的运转至关重要。燃烧器运行不正常，火焰的形状就难以控制，就不可能安全、有效地控制石灰窑的工艺过程。烧嘴中空气分布方式也将决定氧化污染物的排放量。良好的雾化也是燃烧稳定和取得最佳温度分布的保证，新的喷枪燃料是用通过两组小孔出来的蒸汽雾化，实现了稳定的燃烧及最佳的温度分布曲线。现代先进的石灰窑要求喷枪从形成短而高温的火焰，到长而均热的火焰，都能控制自如。

（四）石灰冷却器

冷却器实际是一种换热器，把进到冷却器的近 1000℃ 的石灰，冷却到 190℃ 左右，同时把入窑的二次风（约为总风量的 70%）由室温加热到 300℃ 左右。

冷却器有管式冷却器和分区式冷却器两类。管式又分顺流式和逆流式：冷却器中物料的移动方向与窑内物料的移动方向相同者为顺流式，相反者为逆流式。

早几年使用较多的管式逆流冷却器。管式冷却器通常由 6～12 个冷却管组成，它们对称地固定在窑体外圆周上，随窑转动。所以也把它形象地称为卫星式冷却器。它的结构如图 9-76 所示。烧成的石灰从出料端落入冷却器，石灰在冷却器内逆流，并被吹入的二次风冷却。如图 9-77 所示，石灰进入冷却器后改变流动方向，上移到冷却器的另一端，并冷却到要求的温度，由排料装置送出。二次风从冷却器出料端的开口吸入，与石灰接触被预热后进入炉内，与燃料、一次风混合。此外，管式冷却器也采用散热冷却。

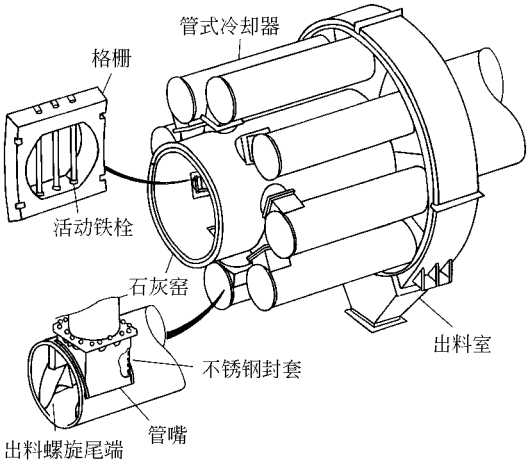


图 9-76　管式冷却器

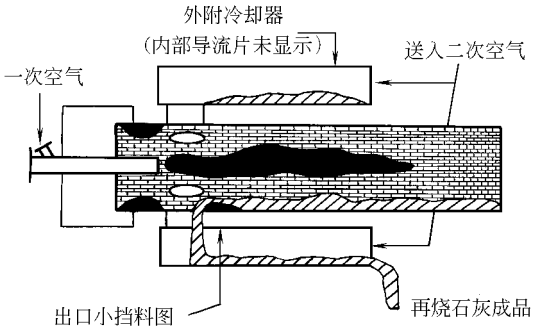


图 9-77　成品石灰流经冷却器的示意图

多筒式冷却器构造简单，固定在窑体上占地较小，无需配备鼓风机和单独的传动装置，回转窑的电耗比较低，也不用专人看管。用以冷却石灰的空气全部吸入窑内呈负压操作，操作环境比较好。二次空气由窑的四周经冷却器进入窑内，分布均匀，便于看火。缺点是增加了窑体头部负荷，冷却管与窑体的连接结构较复杂，旋转时小的不对称性引起了周期性的压力变化，并且容易损坏。窑体周围有限的位置也不允许安装过多的卫星冷却器，限制了冷却能力的提高。石灰窑的冷却器有整体管式冷却器和用单个冷却器现场组装的冷却器两种。

分区冷却器是新型的冷却器，它克服了卫星式冷却器的缺点，且热传递效率也比卫星冷

却器的高。分区冷却器的结构见图 9-78。分区冷却器的原理与管式冷却器的相似，它是一个直接接触、逆流的热交换器，进石灰窑的二次风因吸收煅烧石灰的热能而被加热。

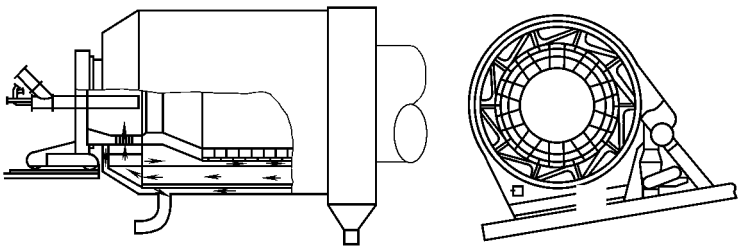


图 9-78　分区冷却器

冷却器由直径不同的两个钢圆筒组成，它们与石灰窑筒体同心安装，内外紧邻放置。两个筒体间被划分成若干分区，在前端由卸料管与石灰窑体固定，石灰从卸料管排入冷却器；在后端用滑动支撑与石灰窑体连接，这样就容许钢结构的热膨胀。整个冷却器被一个固定不动的护罩包着。

煅烧石灰通过排料铁栅进入冷却器，铁栅起粗筛石灰的作用；随着石灰窑的旋转，石灰被斜料棒（与卫星冷却器的类似）输送到冷却器分区内；在出料口，石灰再次被筛选，大块进粉碎机而小块直接上石灰输送机。

二次风从石灰窑的燃烧端进入冷却器，在石灰窑的壳体与分区冷却器的内筒体之间向纵深方向流动；通过石灰出料圈的二次风再进入冷却器的各分区，与煅烧石灰逆向流动经过冷却器，经排料铁栅进入石灰窑体内。一次风从冷却器与固定外护罩间的夹缝抽取。

与相同能力的管式冷却器石灰窑相比，分区冷却器显著地降低了石灰窑头的重量；而且，冷却器的旋转对称结构消除了周期性的压力变化。固定护罩的温度比卫星冷却器的低，减少了热散失。现在新建或改造的 LMD 石灰窑都使用新型的分区冷却器。

（五）白泥进料系统

白泥经过白泥预挂过滤机脱水后，干度可达 75%～85%。石灰窑进料端的白泥输送有三种不同的方案：①采用螺旋给料器进料；②采用皮带给料器进料；③采用皮带给料器和短螺旋给料器结合进料。螺旋给料器是最先应用于输送白泥入窑的设备，从 20 世纪 80 年代起，皮带给料器代替了螺旋给料器。

近年的新窑（无论是长窑还是短窑）都采用组合系统：一台固定的皮带输送机把白泥预挂过滤机卸落下来的白泥通过一个短的、大直径的重型结构螺旋给料器送入窑内。这种超大规格（直径 0.5～0.7m）螺旋给料器横截面大，可以防止堵塞，降低能耗，减少漏风、减少清扫工作量。

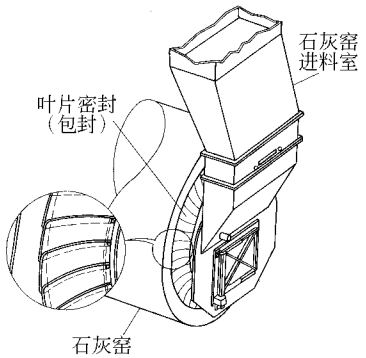


图 9-79　石灰窑进料端的鳞片式密封

（六）进料室

进料室是一座分别连接白泥给料器和石灰窑的固定的构筑物。用途是排除窑内的烟气和把白泥送入窑内。进料室的关键问题是如何防止或减少漏风。漏风是石灰窑的排烟系统漏入了常温空气，增加了引风机的负荷，使引风机不能顺利排走窑内烟气，也使排烟温度测量数据失真。

进料室采用密封装置以减少漏风。目前减少漏风的一种新方法是采用鳞片式或叶片式密封，可以与石灰窑的进料端适当密接。如图 9-79 所示。

（七）支承装置

支承装置包括窑的支座和止推机构，它除了起承重作用外，还对窑体起轴向和径向的定位作用，使窑体能平稳地运转。支承装置由套装在筒体上的滚圈、托轮、挡轮和底座几部分组成。支承的数量取决于窑体的总长度，以及每个支承所能承担的荷重。一般回转窑的支承数目为 3～4 个，一个支承配一对挡轮来对斜置的窑体作轴向的支承。

（八）传动装置

石灰回转窑一般配有主传动和辅助传动，主传动供生产用，装在止推托圈附近。当主传动发生故障或修理时，应立即启动辅助传动系统，使之缓慢转动，避免筒体变形损坏。

三、白泥回收系统辅助设备

（一）排烟系统

排烟系统由引风机和烟气净化设备组成。烟气净化流程通常分为干式、湿式两种。石灰窑的烟气在排入大气之前，用以水为工作介质的洗涤器洗涤，回收粉尘，称为湿式；用电除尘器集尘，则为干式。排烟系统采用的设备有：文丘里湿式洗涤器、旋风分离器、电除尘器。

1. 文丘里湿式洗涤器

文丘里湿式洗涤器有：气体雾化（高压降）、喷嘴雾化（低压降）、空气雾化（压缩空气）三种型式。各种文丘里洗涤器的工作过程相同：高速的洗涤水进入文丘里管，分散成液滴，洗涤烟气。然后洗涤水和烟气一起，沿切线进入分离器，水、气分离，净化的烟气从分离器顶上排出。其中气体雾化型文丘里洗涤器是早期使用的烟气洗涤系统。

1）喷嘴雾化型文丘里洗涤器

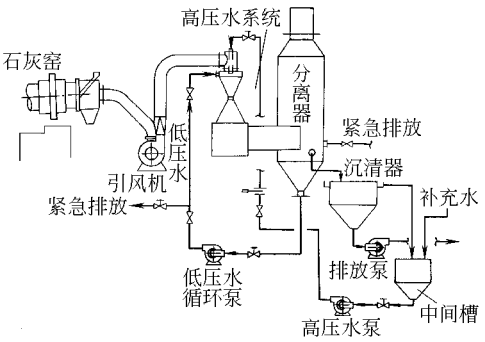


图 9-80　喷嘴雾化型文丘里洗涤器

图 9-80 表示喷嘴雾化型文丘里洗涤器是为了满足废气排放标准要求，在老式的气体雾化型文丘里洗涤器基础上开发的一种设备，它也叫低压洗涤器。该系统采用压力为 2MPa 的高压洗涤水通过喷嘴喷入文丘里的喉管中，雾化成小水滴。喷嘴形成了对烟气的抽吸负压，具有引风作用，故引风机所需功率小。文丘里管前后的压降为 12.5kPa。

烟气中的石灰颗粒进入循环的高压洗涤水中，会堵塞喷嘴。因此，在洗涤水循环过程中设置了一台小型澄清器分离石灰颗粒。

该系统的缺点是：当石灰窑粉尘过多时，将影响系统的设备运行。

2）空气雾化洗涤器

空气雾化洗涤器是新开发的设备，如图 9-81 所示。该系统的特点是使用压缩空气雾化洗涤水，无需用泵加压，能耗小，设备也简单。压缩空气及雾化后的洗涤水采用与烟气的流动相反的方向喷入文丘里的喉管洗涤烟气。文丘里管前后的压降为 3.3～3.8MPa。

因烟气含有二氧化硫，会造成石灰窑烟气的洗涤系统湿部腐蚀，故洗涤器的湿部应用不锈钢制造。可以在洗涤水中加入少量的碱，进一步脱除烟气中的二氧化硫。

2．**电除尘器**

电除尘器是一种高效的除尘设备，可以去除文丘里湿式洗涤器不能收集的粒度很细的钠和石灰烟雾，能耗也较洗涤器低。但电除尘器不能减少二氧化硫的排放。电除尘器收集的石灰粉尘直接送入石灰窑中。

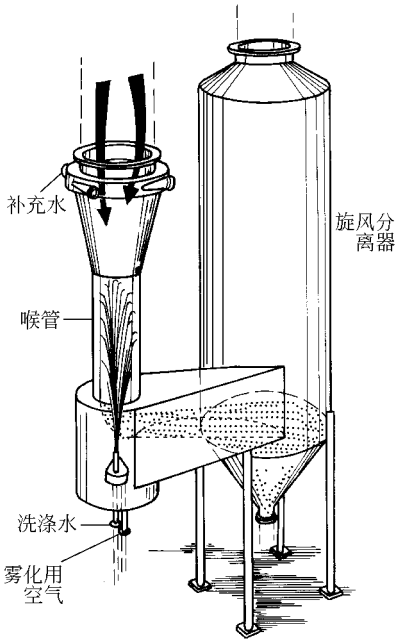


图 9-81　**空气雾化洗涤器**

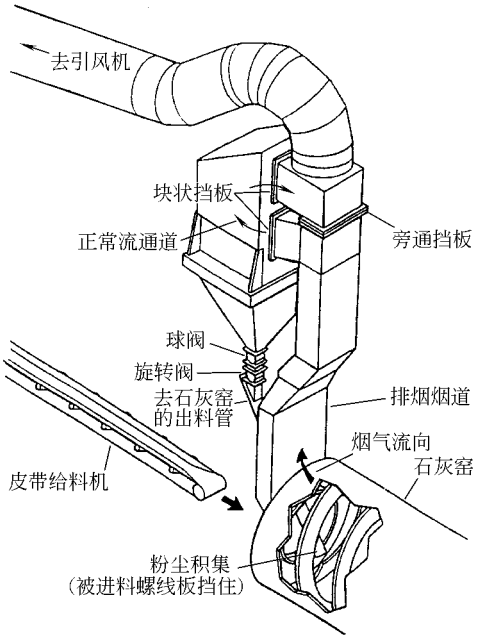


图 9-82　**石灰窑的粉尘收集系统**

电除尘器的规格、型号据烟气流量、集尘效率或粉尘负荷、烟气温度、烟气湿度、进气的粉尘浓度和粉尘的电阻选定。

电除尘器的详细内容参见黑液燃烧一节中的静电除尘器部分。

3．**旋风分离器**

目前许多石灰窑都采用旋风分离器作为烟气洗涤和除尘前的集尘处理设备。一般将旋风分离器装在湿式洗涤器的前面（常布置在石灰窑进料室的房顶），收集到的粉尘直接回到石灰窑中。如图 9-82 **所示。**

使用旋风分离器可以减少进入湿式洗涤器的粉尘负荷，净化石灰窑的排烟。经净化的烟气含粉尘少，可以减轻引风机的磨损。原来能力不足的湿式洗涤器，加装旋风分离器可以提高原系统的整体烟气净化能力，满足

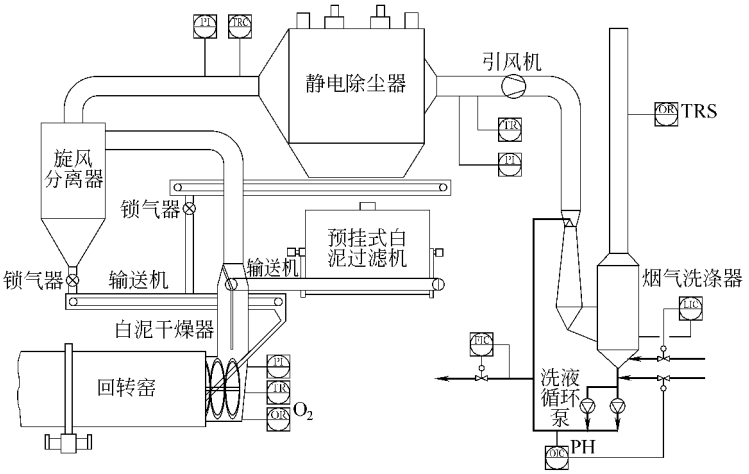


图 9-83　**白泥气动干燥系统图**

生产的要求。

4. 气浮干燥系统

窑外白泥干燥主要是采用了一套气浮干燥系统（称 LMD 干燥系统）。一般而言，当白泥干度超过 70% 就可以给石灰窑装备 LMD 系统；达到约 80% 的白泥干度，就可以控制出口烟气温度，因为热能用于白泥中水分的蒸发了。

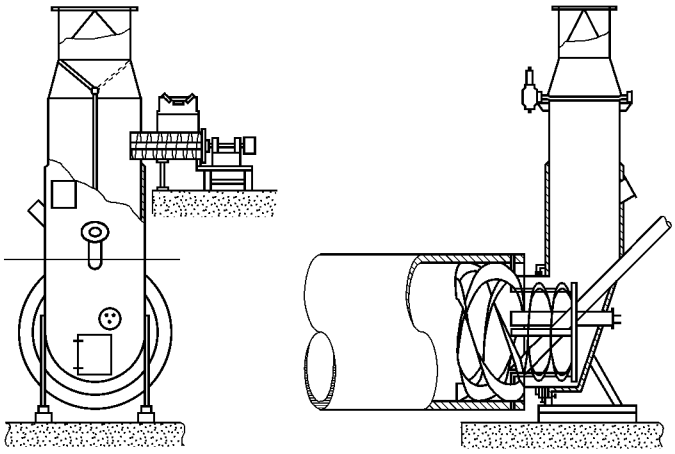


图 9-84　LDM 干燥器

图 9-83 表示了 LMD 石灰窑干燥系统的运行。从过滤机预挂层刮下的白泥落到输送带上，再送到螺旋喂料机，短螺旋把白泥分配到 LDM 干燥器（图 9-84）的高温烟气中。在进料高度上，有一个垂直墙把烟气道分成两部分并装备一个调节挡板，用来调节烟气流速，以便把白泥向上分到干燥系统和向下进到石灰窑。

在高温烟气中，白泥的水分迅速汽化，在极短的时间内（通常只有几秒钟）使白泥干燥。干白泥被烟气流带到旋风分离器后从烟气中分离出来，再由锥底的转子给料机排出，最后通过一段直管进入石灰窑。旋风分离器后的烟气进入静电除尘器净化，收集的粉尘返回进入石灰窑。LMD 石灰窑配备的静电除尘器比传统石灰窑的更小，因为进来的烟气温度和粉尘含量都降低了。

如果因停机需要把过滤机预挂层全部吹落时，湿白泥就排入石灰窑的进料端。进料端装备有螺旋式的进料翼片，它与石灰窑体一起转动以保证白泥进入石灰窑内。

（二）回收石灰输送系统

回收石灰输送系统，包括从冷却器出来（如没有冷却器，则是石灰窑的出料料仓）到贮料仓之间的回收石灰输送。回收石灰贮仓一般设置在苛化工段的消化器附近，输送距离较长。输送系统包括石灰破碎机、热石灰出料斗、石灰输送机、石灰仓等。

第六节　碱回收仪表控制系统概述

一、碱回收过程控制系统概述

在碱回收过程中，必须对各种工艺参数进行测量、计算、显示、控制，以及对工艺设备进行现场或远距离操作与控制，因此必须包含各种各样的测量仪表及其与控制阀门组成的控制回路。仪表控制系统在碱回收车间的应用，大大简化了生产操作，减少了工人的劳动强度，使生产操作更安全，同时使工艺参数的控制更迅速、更精确，这里仅对碱回收常用的控制仪表及控制回路作简单的介绍。

仪表控制系统种类及其内容

碱回收常用的控制仪表按自动化程度可分为两种：常规仪表控制和人工智能仪表。人工

智能仪表按控制方式的不同又分为 PLC（可编程控制器）和 DCS（集散控制系统）。现代化的纸厂以 PLC 或 DCS 控制为主。

1. 可编程控制器（PLC）

可编程控制器称作可编逻辑控制器（Programmable Logic Controller），简称 PLC，是计算机控制系统家族的一员。随着技术的发展，及为了满足更广泛的工业领域控制的要求，PLC 的功能已经大大超过了逻辑控制的范围。

PLC 实质是一种专用于工业控制的计算机，其硬件与微机相同，都是由中央处理器（CPU）、存储器及电源组成，但它采用了一种不同于一般微机的运行方式——扫描技术。PLC 的主要特点有：高可靠性、丰富的 I/O 接口模块、采用模块化结构、编程简单易学、安装简单且维修方便。PLC 的主要功能有：逻辑控制、定时控制、计数控制、步进（顺序）控制、PID 控制、数据控制、通信和联网以及其他特殊功能，如定位、显示等。

2. 集散控制系统（DCS）

在工业过程控制中模拟量的监控是必不可少的参数，随着计算机技术的发展，PLC 系统的后期出现了专门作为模拟量控制的 DCS 系统-集散控制系统。由于模拟量信号的运算及控制需要大型计算机的支持，因而造价也较高。

由于工业生产过程是一个分散系统，因此工艺过程的控制方式最好是分散进行，而监视、操作、最佳化管理则以集中为好。随着工业生产规模的不断扩大，控制管理的要求不断提高，过程参数日益增多，控制回路越加复杂。DCS 是集计算机技术、控制技术、网络通信技术和图形显示技术于一体的控制系统。与常规的集中式控制系统相比有显著的优点：①实现了分散控制。它使得系统控制危险性分散、控制的可靠性高、投资减少、维修方便。②实现集中监视、操作和管理。使得管理与现场分离，管理更能综合化和系统化。③采用网络通信技术。这是 DCS 的关键技术，它使得控制与管理都具实时性，并解决系统的扩充与升级问题。

在计算机快速发展的今天，计算机的运算速度大大提高，价格却不断下降。使得 PLC 系统和 DCS 系统有了互通有无，取长补短的可能。即 PLC 系统不断增强其模拟量信号的处理能力，而 DCS 系统也不断加入了数字量处理的功能。今天的 PLC 由于将逻辑控制系统与计算机技术有机地结合起来，并把专用的数据高速公路改成通用的网络，并逐步将 PLC 之间的通信规约靠拢，使得 PLC 有条件和其他各种计算机系统和设备实现了集成，以组成大型的控制系统，这使得 PLC 系统具备了 DCS 的形态。因此，PLC 和 DCS 两种智能控制系统目前在国内外都得到了广泛的应用。

3. 碱回收车间仪表选型

由于碱回收车间介质复杂多变，因此主要仪表选型时应作充分考虑，根据多处介质易堵、易腐蚀及易结晶的特点，应选择合适、正确的型式。主要仪表选型如表 9-2 所示。

表 9-2　　主要现场仪表选型

介质 / 项目	清水、蒸汽	黑液、白液	绿液
温度	热电阻、热电偶	热电阻	热电阻
压力	压力变送器	法兰式压力变送器	法兰式压力变送器
流量	节流装置 + 差压变送器	电磁流量计	

续表

项目 \ 介质	清水、蒸汽	黑液、白液	绿液
液位	差压变送器	法兰式压力变送器	法兰式压力变送器
浓度		折光仪、γ射线仪	折光仪、γ射线仪

注：(1) 处于真空状态、易汽化的液体宜采用浮筒式仪表。

(2) 蒸发器液位宜采用充液法配合压差变送器进行测量。

(3) 绿液流量调节宜采用调速泵进行调节。

二、蒸发工段控制系统概述

(一) 蒸发工段主要过程连锁要求 (以全板式降膜蒸发站为例)

(1) 当工段内的任何一效蒸发器循环泵因故停机时，在10～15min内，系统将自动关闭主蒸汽管上的控制阀门。

(2) 第一效蒸发器当液位因故低于下限值时，自动关闭进入本室的蒸汽阀；当液位因故高于上限值时，自动关闭进入本室的进液阀。

(3) 第一效蒸发器一般为多室结构，为达到轮换清洗、蒸发浓液的目的，蒸汽阀、进液阀、轮换阀、出液阀、洗液进液阀、洗液出液阀需进行连锁切换，如表9-3所示 (以一效ABC三室为例)。

表9-3　　Ⅰ效蒸发器A、B、C三室控制阀连锁切换表

项目	蒸汽阀			进液阀			轮换阀			出液阀			洗液进液阀			洗液出液阀		
	A	B	C	A	B	C	A-B	B-C	C-A	A	B	C	A	B	C	A	B	C
	HC	HC	HC	HS	HS	HS	HS	HS	HS	LIC	LIC	LIC	HS	HS	HS	LIC	LIC	LIC
ABC	25%+S	50%+S	100%+S	O	C	C	O	O	C	C	C	T	C	C	C	C	C	C
CAB	50%+S	100%+S	25%+S	C	C	O	O	C	O	C	T	C	C	C	C	C	C	C
BCA	100%+S	25%+S	50%+S	C	O	C	C	O	O	T	C	C	C	C	C	C	C	C
AB	50%+S	100%+S	0%+S	O	C	C	O	C	C	C	T	C	C	C	O	C	C	T
CA	100%+S	0%+S	50%+S	C	C	O	C	C	O	T	C	C	C	O	C	C	T	C
BC	0%+S	50%+S	100%+S	C	O	C	C	O	C	C	C	T	O	C	C	T	C	C

注：T为调节；C为关闭；O为打开；25%+S为25%开度，可调。

(二) 蒸发工段主要过程控制 (以全板式降膜蒸发站为例)

(1) 实施新蒸汽流量、进效稀黑液流量、进第一效洗涤黑液流量、进表面冷凝器冷却水流量控制。

(2) 对蒸发器、冷凝器、闪蒸罐、液位罐的液位进行指示、报警及控制。

(3) 对出第一效黑液的浓度进行指示和报警；对进效稀黑液的浓度进行指示和根据需要配液调浓。

(4) 控制进入第一效汽室的蒸汽压力，使蒸汽压力不大于0.25MPa (表压)，以避免由于加热蒸汽温度过高，而产生加速结垢现象。

(5) 第一效蒸发器产生的清洁冷凝水和蒸发系统产生的轻污冷凝水设置电导自控装置，该装置将测定到的电导值比照预先设定值后，自动将冷凝水分类输送至相应的贮存槽内。

（6）第一效蒸发器一般为多室结构，且为高浓效，为了有效清除结垢，可通过测定循环黑液和清洁冷凝水温度及温差，当温差达到报警值时，即时轮换清除。

三、燃烧工段控制系统概述

（一）燃烧工段主要过程连锁要求

（1）当引风机因故停机时，系统将自动关闭一、二、三次鼓风机及入炉黑液泵。

（2）当碱灰总输送机因故停机时，系统将自动关闭各分部碱灰输送机。

（3）对于额定蒸发量大于或等于 2t/h 的碱回收炉，应设置高低水位报警及低水位连锁保护装置，并且，低水位连锁保护装置最迟应在最低安全水位时动作。

（4）对于额定蒸发量大于或等于 6t/h 的碱回收炉，应装蒸汽超压的报警和连锁保护装置，而且，超压连锁保护装置动作整定值应低于安全阀较低整定压力值。

（5）碱回收炉电动给水泵应采用双回路供电系统，当一个回路出现故障时，自动启动另外一个供电回路，以保障炉子正常安全供水。

（二）燃烧工段主要过程控制

（1）给水自动调节系统。给水自动调节系统的任务是改变给水量，使之适应锅炉的蒸发量，将汽包水位保持在正常的范围内。对于碱回收炉，普遍采用具有蒸汽流量前馈信号、给水流量反馈信号和汽包水位主信号的三冲量双回路给水自动调节系统。其工作原理是系统采用给水流量调节器和汽包液位调节器两个独立的比例积分调节器，对蒸汽流量和给水流量进行不断的协调，维持这两个参数间的正确关系。通过对给水流量调节器的整定使给水流量调节回路具有较快的动态响应特性、通过对汽包液位调节器的整定，则使汽包液位调节回路具有较慢的动态响应特性，从而获得独立、灵活、稳定的调整，使汽包液位维持在正常的要求值上。

（2）过热蒸汽温度自动调节系统。对于生产过热蒸汽的碱回收炉，过热蒸汽温度自动调节系统的任务是维持过热器出口蒸汽温度在允许的范围内，并保护过热器使其壁温不超过允许的工作温度。碱回收炉一般采用喷水式减温器过热蒸汽温度自动调节系统，减温水宜采用汽包蒸汽形成的冷凝水。

（3）气压调节系统。气压调节系统的作用是使入炉黑液量与蒸汽蒸发量相适应，以维持碱回收炉的蒸汽压力稳定。

（4）给风调节系统。碱回收炉的给风系统可采用与入炉黑液比例调节的方式送风，以保持送风量与入炉黑液量相适应，维持最佳的过剩空气系数，使黑液在炉膛内充分燃烧。

（5）炉膛负压调节系统。虽然碱回收炉在微正压下仍可运行，但维持炉膛负压在 $-20\sim-70$Pa，对碱回收炉稳定燃烧、安全运行最为有力。可采用调速引风机来达到。

（6）火焰检测器。碱回收炉均配备油燃烧系统，为检测燃油燃烧情况，其燃烧器最好带有火焰检测器。

（7）熔融物溶解槽液位控制系统。碱回收炉的熔融物经溜槽进入溶解槽，在稀白液中溶解生成绿液，为保证溶解槽的安全运行，应对槽内液位进行指示、报警和调节。

（8）除氧器液位、压力控制系统。为保证除氧器安全运行，应对槽内液位、压力进行指示、报警和调节。

（9）芒硝黑液混合器液位、温度控制系统。为稳定入炉黑液量及入炉黑液温度，应对芒硝黑液混合器液位、温度进行指示、报警和调节。

四、苛化工段控制系统概述

（一）苛化工段主要过程连锁要求

以使用白液压力过滤器、白泥压力洗涤器的流程为例。

（1）白液压力过滤器、白泥压力洗涤器的供液泵采用变频调速电机，供液泵的出口流量宜与电机连锁，根据所需泵的出口流量调整电机转速。

（2）白液压力过滤器、白泥压力洗涤器的供液泵采用变频调速电机，供液泵宜与供液槽液位连锁，根据供液槽内液位调整电机转速，当供液槽内液位低于液位最低下限时，应自动关闭供液泵。

（3）白液压力过滤器、白泥压力洗涤器的密封水应设置流量指示报警，并与容器底部的刮泥刀电机连锁，当密封水流量因故中断时，系统将关闭刮泥刀电机。

（4）白液压力过滤器、白泥压力洗涤器的供液阀与回流液阀连锁切换控制系统。白液压力过滤器、白泥压力洗涤器经过一段时间的过滤操作后，要求定期进行反冲洗及静置处理，其供液阀与回流液阀之间进行连锁，以完成过滤、反冲洗及静置沉淀过程；同时两个阀与过滤器、洗涤器内的白液压力测定值进行连锁，当压力值处于高位报警时，两阀自动切换开关，从而避免堵塞。

（5）白泥预挂式过滤机宜与其供液泵连锁，当白泥预挂式过滤机因故停机时，系统将自动关闭其供液泵。

（6）绿泥预挂式过滤机宜与其供液泵连锁，当绿泥预挂式过滤机因故停机时，系统将自动关闭其供液泵。

（7）石灰供料螺旋输送机宜采用变频调速电机，并与送消化绿液量连锁，根据送消化绿液量自动调整电机转速，以达到控制石灰供应量的目的。

（8）预挂式白泥过滤机转鼓电机采用变频调速，并与预挂式白泥过滤机液位连锁，当预挂式白泥过滤机液位出现波动时，可根据机内液位高低调整预挂式白泥过滤机的变频调速电机转速，使液位恢复正常。

（二）苛化工段主要过程控制

以使用白液压力过滤器、白泥压力洗涤器的流程为例。

（1）绿液稳定槽液位控制系统。绿液稳定槽的作用是稳定绿液的浓度和温度，应对槽内液位进行指示、报警和调节，使槽内液位维持在一个稳定的液位上，以保证由此送出的绿液浓度和温度波动不大。

（2）消化器入口绿液温度控制系统。一般要求消化器入口绿液温度为 80～90℃，**应对该处绿液进行加热升温，并对其温度进行指示、报警和调节，使之达到要求的数值。**

（3）消化器绿液流量控制系统。一般要求消化时间为 15～30min，**应对进入消化器的绿液流量进行记录和调节，以满足绿液必需的消化时间。**

（4）消化器石灰流量控制系统。一般要求有石灰回收的苛化石灰过灰量为 2%**以下，应根据进入消化器的绿液流量对石灰供应量进行比例调节。**

（5）绿液苛化温度控制系统。一般要求绿液苛化温度（最后一个苛化器）为 100～102℃，**应对该处绿液进行加热升温，并对其温度进行指示、记录和调节，使苛化度达到要求的数值。**

（6）白液压力过滤器、白泥压力洗涤器的供液槽液位控制系统。白液压力过滤器、白泥

压力洗涤器一般要求有较恒定的供液流量和压力，应对其供液槽液位进行指示、报警和调节。

（7）白液压力过滤器、白泥压力洗涤器的排泥流量控制系统。为防止碱的流失，白液压力过滤器、白泥压力洗涤器一般要求有较严格的排泥流量控制，应对其排泥流量进行指示和调节。

（8）预挂式白泥过滤机供液浓度控制系统。预挂式白泥过滤机一般要求有较恒定的供液浓度，应对其供液浓度进行指示和调节。

（9）预挂式白泥过滤机供液流量控制系统。预挂式白泥过滤机一般要求有较恒定的供液流量，应对其供液流量进行指示、记录和调节。

（10）预挂式白泥过滤机真空控制系统。预挂式白泥过滤机一般要求定期更新白泥预挂层，因此需要有一套完善的手动/自动真空切换控制系统。

五、石灰回收工段控制系统概述

（一）石灰回收工段主要过程连锁要求

（1）当引风机因故停机时，系统将自动关闭一、二次鼓风机及白泥给料输送机。

（2）对于烟气处理系统中的粉尘输送设备，当石灰粉尘总输送机因故停机时，系统将自动关闭除尘器下各分部石灰粉尘输送机。

（3）石灰回转窑的传动应采用双回路供电系统，当一个回路出现故障时，自动启动另外一个供电回路，或采用备用自发电设备，当外电回路出现故障时，自动启动备用自发电设备，以保障回转窑正常转动，防止发生永久性变形。

（二）石灰回收工段主要过程控制

（1）窑尾真空控制系统。窑尾出口处烟气的真空度一般要保持在100～150Pa，以保证炉内良好的焙烧效果，可根据要求调整变频调速引风机的转速来实现。

（2）燃油流量及温度控制系统。回转窑石灰焙烧一般采用燃油为热源，需要对燃油的流量进行记录、计算和控制；对燃油的入窑温度进行指示和控制，以期达到良好的雾化和燃烧效果。

（3）燃油雾化用蒸汽压力控制系统。燃油一般采用中压蒸汽雾化，因此蒸汽的压力对燃油雾化效果影响很大，可采用测量燃油与蒸汽的压差值自动调整蒸汽压力，以期达到良好的雾化效果。

（4）给风调节系统。在控制燃烧过程中，为使燃油完全燃烧，应有一定量的过剩空气，可以通过测定窑尾烟气含氧量来控制系统给风流量。

（5）电子打火器及火焰检测器。石灰窑在窑头设有油燃烧器，为安全操作点火及检测燃油燃烧情况，油燃烧器最好配备电子打火器及火焰检测器。

（6）窑体温度监测系统。为更好的控制燃烧，应设置窑体温度监测装置，如热电偶测温仪等。

参 考 文 献

1 华南工学院，天津轻工业学院合编．制浆造纸机械与设备．上册．北京：轻工业出版社，1981

2 张珂，俞正千主编．麦草浆碱回收技术指南．北京：中国轻工业出版社，1999

3 E. W. 马科隆，T. M. 格镭斯编. 最新碱法制浆技术. 曹邦威译. 北京：中国轻工业出版社，1998
4 [加拿大] G. A. 斯穆克著. 制浆造纸工程大全（第二版）. 曹邦威译. 倪永浩，胡琦寅审校. 北京：中国轻工业出版社，2001
5 黄石茂，伍健东 编. 制浆与废纸处理设备. 北京：化学工业出版社，2002
6 [美] R. P. 格林，G. 霍夫 编. 潘锡五 译. 碱法制浆化学药品的回收（第三版）北京：中国轻工业出版社，1998
7 姚玉英 主编. 化工原理. 天津：天津科学技术出版社，1995

第十章　废水处理设备

第一节　概　　述

造纸工业对环境的污染主要来源于制浆废水，因此，制浆废水处理站是现代造纸厂必不可少的组成部分，而且随着环保政策的严格，将越来越受到人们的重视。

一、制浆废水常用处理方法、原理及特点

（一）物理化学法

（1）重力沉降法、气浮法及筛滤法。制浆废水中含有树皮、纤维、纤维碎屑、填料、涂料、油墨粒子等悬浮物，还有泥、砂等非原料杂物。常采用三类简明的方法对这些杂物进行分离。对于密度较大的可用重力沉降法；对于密度较轻的采用气浮法；对形状较大的可采用筛滤法。为提高分离效率常采取措施加大与水之间密度差，如气浮、离心沉降、絮凝沉降等。常在各种沉淀池（澄清池）、气浮机和筛网、格栅、过滤设备中完成。

（2）混凝法。对于制浆造纸废水中溶解性的胶体或木质素、糖类大分子物质等颗粒较小的污物，可采用添加絮凝剂与助凝剂的方法，使废水中污物颗粒变大、同时提高其疏水性，创造与水分离的条件。这类方法称混凝法。混凝法通常依靠混凝剂在反应池中或反应管道或反应罐（器）中完成。

（3）调节酸碱度法。因制浆方法的差别使制浆废水呈酸性或碱性。通常用酸碱化学品进行中和以调节 pH 为正常范围。有时通过调节酸碱度来使某一类可溶解性污物变成难溶性物质而达到分离目的。一般在反应罐或混合器（池）中进行。

（4）化学氧化法。对于常含有发色物质、毒性物质及耗氧物质的制浆废水，通过选择一定的化学氧化剂，或破坏发色基团，或降解有毒污物，或氧化降解耗氧物质，而达到脱色、消除有毒物质和减少耗氧物质的目的。一般在混合器或反应罐中完成。

（5）化学沉淀法。向废水中投加某些化学物质，使之与废水中污染物发生化学反应，形成难溶于水的物质而沉淀。

（6）吸附法。用具有吸附能力的多孔性固体物质——吸附剂，去吸附污染物，达到除臭、除有机物、胶体、微生物及余氯的目的。吸附法的特点是：处理效果好、吸附剂可以再生。

（7）膜分离法。膜分离法是用特殊的膜对水中污染物进行选择性分离。制浆废水常用反渗透法与超滤法。膜法可以充分脱色，分离水中污物，也可以把制浆废液中固体成分木素磺酸盐与糖类和无机物分开，得到 90％～95％高纯度的木质素产品。

（二）生物处理法

制浆造纸废水中最主要污染物就是有机物，有机物在水体中为耗氧物质而降低水中氧造成污染。生物处理废水的原理是让混合微生物群体来转化溶解性有机物成为新的细胞物质，通过微生物使废水中有机物发生氧化分解作用。用微生物处理废水，将有机物转变为微生物

的步骤有：①将有机物（即食物）通过细胞质膜进入细胞质中；②细胞呼吸产生能量，氧化有机物基质，使生成高能量的含磷化合物，作为能源；③由基质合成蛋白质和其他细胞成分，并将废物从细胞排出细胞外。

根据废水中氧存在情况，分好氧法生物处理、厌氧法生物处理和厌氧—好氧法生物处理。

好氧生物法包括氧化塘、曝气稳定塘、活性污泥法、纯氧曝气活性污泥法、生物滴滤池等，厌氧生物法包括厌氧塘、厌氧滤池、厌氧流化床、UASB 上流式厌氧污泥床等。

生物法处理特点：可以去除废水中大部分 BOD。

二、废水处理设备的分类

针对上述废水处理方法，都有相应的废水处理设备。

造纸工业制浆废水处理设备主要类型见表 10-1。

表 10-1　　造纸工业制浆废水处理设备主要类型

序　号	类　别	组　　别	型　　式	特　　点
1	物理法处理设备	沉淀装置	沉砂装置	减少悬浮物，回收纤维，去除部分 BOD、COD 和色素，污泥脱水困难
			辐流式沉淀装置	
			平流式沉淀装置	
			竖流式沉淀装置	
			斜管（板）沉淀装置	
			压力涡流沉淀装置	
		澄清装置	机械循环澄清装置	同上
			水力循环澄清装置	
			脉冲澄清装置	
			悬浮澄清装置	
		气浮分离装置	溶气气浮装置	捕集悬浮物、回收纤维与化学絮凝法结合可以脱色除去部分 COD、BOD
			真空气浮装置	
			分散空气气浮装置	
			电解气浮装置	
			泡沫分离器	
		离心分离装置	水力旋流分离器	
			鼓型离心分离机	用于颗粒固液分离和污泥脱水
			卧螺式离心分离机	
		筛滤装置	平板式筛网	减少悬浮物，回收纤维
			旋转式筛网	
			粗格栅	
			弧型细格栅	
			捞毛机	
		过滤装置	石英砂过滤器	进一步去除 SS，小部分 COD
			多层滤料过滤器	

续表

序　号	类　别	组　　别	型　　式	特　　点
1	物理法处理设备	压滤和吸滤装置	真空转鼓污泥脱水机	使浓缩污泥进一步脱水成泥饼，便于后道处理和运输
			滚筒挤压污泥脱水机	
			板框压滤污泥脱水机	
			折带压滤污泥脱水机	
			真空吸滤污泥脱水机	
2	化学法处理设备	酸碱中和装置	中和槽	调整 pH
			膨胀式中和塔	
		混凝装置	机械反应混凝装置	使废水与药剂混合反应，为去除 SS、COD、部分 BOD 和部分脱色创造条件
			水力反应混凝装置	
			管道混合器	
3	物理化学法处理设备	吸附装置	活性炭吸附装置	去除有色物质和部分 COD，BOD
			大孔树脂吸附装置	
			硅藻土吸附装置	
		离子交换装置	固定床离子交换装置	较有效脱色
			移动床离子交换装置	
			流动床离子交换装置	
		膜分离装置	越滤装置	
			反渗透装置	
			微滤装置	
4	生物法处理设备	好氧处理装置	鼓风曝气活性污泥处理装置	去除 BOD
			机械表面曝气活性污泥处理装置	
			吸附生物氧化处理装置（AB）法	
			超深层曝气装置	
			序批式（SBR）活性污泥处理装置	
			间歇循环延时曝气处理装置	
			生物接触氧化装置	
			生物转盘	
			生物滤塔	
			生物活性炭处理装置	
			活性生物滤塔（ABF）	
		供氧曝气装置	机械表面曝气装置	
			鼓风曝气器	
			射流曝气器	
			曝气转刷	

续表

序　号	类　别	组　　别	型　　式	特　　点
4	生物法处理设备	厌氧处理装置	上流式污泥床厌氧反应器	去除 BOD 产生 CH_4、H_2、CO_2，H_2S，制浆废水中众多的低分子量的有机物易被厌氧菌代谢
			厌氧流化床反应器	
			厌氧膨胀床反应器	
			管式反厌氧反应器	
			两相式厌氧反应器（产酸相与产沼气相）	
			厌氧生物转盘	
			厌氧生物滤塔	
			污泥消化装置	
		厌氧—好氧处理装置	厌氧—好氧活性污泥处理装置	具有厌氧和好氧的特点，能量利用率高，容积负荷大
			缺氧—好氧活性污泥处理装置（A/O）	
			厌氧—缺氧—好氧活性污泥处理装置（A^2/O）	

第二节　物理法处理设备

一、沉 淀 装 置

沉淀法是制浆造纸水处理中最基本的方法之一。它是利用水中悬浮颗粒在重力场作用下下沉，达到固液分离的一种方法。在典型的制浆造纸污水处理工艺中，沉淀法一般应用在以下几个装置中。

（1）污水预处理装置。在制浆造纸特别是废纸制浆废水中主要去除水中无机颗粒的沉砂装置。其主要类型有平流式沉淀装置和曝气沉砂装置。

（2）污水进入生物处理前的初次沉淀装置和生物处理后的二次沉淀装置。前者主要去除进水中的悬浮固体，后者将生化反应中的微生物从水中分离出来，使水澄清。沉淀装置的主要类型有平流式、辐流式、竖流式和斜管（板）式沉淀装置。其四种类型的特点及基本适用场合见表 10-2。

（3）污泥处理阶段的污泥浓缩装置。

表 10-2　　各类沉淀装置的特点及基本适用条件

类　型	优　　点	缺　　点	适 用 条 件
平流式	沉淀稳定效果好 对水量和温度的变化有较强的适应能力 处理流量大小不限 施工方便 可兼作上浮去除废物功能	池子配水不易均匀 采用多斗排泥时，每个泥斗需单设排泥管排泥，操作工作量大；采用机械排泥时，设备和机件浸没于水中，易锈蚀；占地面积大	适用地下水位较高和地质条件较差的地区 大、中、小型水厂和污水处理厂均可采用 适宜粗大颗粒
辐流式	对大型制浆废水处理流量 $q_v>5$ 万 m^3/d 比较经济适用 机械排泥设备已定型化，排泥较方便	排泥设备复杂，要求高水平的运行管理 施工质量要求高	适用地下水位较高地区 适用于大、中型水厂和污染水处理厂

续表

类　型	优　　点	缺　　点	适 用 条 件
竖流式	占地面积小 排泥方便，运行管理简单	池深大，施工困难 对水量和温度的变化适应性较差 池子直径不宜过大	适用于小型污水处理厂
斜管（板）式	占地面积小，沉淀效率高	造价高，沉泥浓度稀	适用大、中、小水厂，细颗粒沉淀

（一）基本沉砂装置

沉砂装置主要去除制浆废水中密度较大的无机颗粒，如泥砂、煤渣等。沉砂装置中污水的流速较快，只有密度较大的无机颗粒沉下而有机悬浮颗粒随水流出。

1. 沟流式沉砂池

沟流式沉砂池是最常见的一种型式，其截留效果好，运行稳定，构造简单，如图 10-1 所示。池上部为一个加宽了的明渠，两端设有闸门以控制水流；池底部设置 1～2 个贮砂斗，下接排砂管。主要控制参数如下：

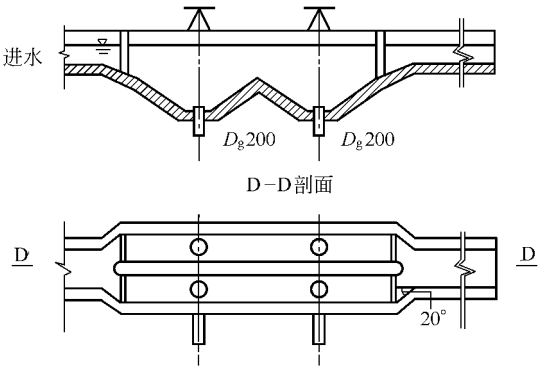


图 10-1　沟流式沉砂池

（1）污水的水平流速一般＜0.3m/s，＞0.15m/s。

（2）最大流量时，污水在池中的停留时间不少于 30s，一般为 30～60s。

（3）有效水深应不大于 1.2m，池宽不小于 0.6m。

（4）进水处应采取消能和整流措施，使其平稳。

（5）池底坡度一般为 0.01～0.02，如配除砂设备时，可根据设备要求考虑池底形状，除砂设备参见“曝气沉砂池”。

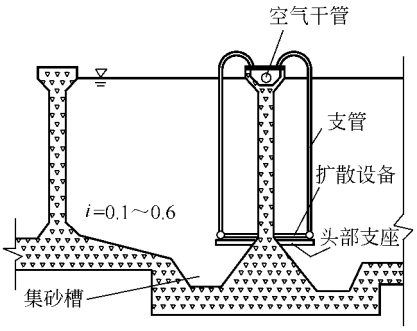


图 10-2　曝气沉砂池的构造

2. 曝气沉砂池

沟流式沉砂池常带有 15% 左右的有机物，易于腐化。曝气沉砂池因设置了曝气设备，装置中的水流呈螺旋旋转状态，污水中的悬浮颗粒相互摩擦，碰撞，使粘附在无机颗粒表面的有机物被洗刷下来，最终沉淀的无机颗粒中有机物的含量低于 5%，有利于下道工序处理。同时，该装置还具有预曝气、脱臭、除泡等作用。

曝气沉砂池的构造见图 10-2，是一个矩形渠道。沿整个长度的渠道壁一侧设置曝气装置，曝气头距池底约 0.6～0.9m；池底沿渠长设有一集砂槽，池底以坡度 i = 0.1～0.5 向集砂槽倾斜；吸砂机或刮砂机安置在集砂槽内。

曝气沉砂池的主要设计参数：

（1）废水在曝气沉砂池过水断面周边的最大旋流速度为 0.25～0.3m/s，水平前进流速

为 0.08～0.12m/s，考虑预曝气作用，可将池过水断面增大 3～4 倍。

（2）最大设计流量时，污水的停留时间为 1～3min，如考虑预曝气，停留时间为 10～30min。

（3）无偏流或死角，有效水深 2～3m，宽深比为 1～1.5，长宽比可取 5。

（4）进水方向应与池中水的旋流方向一致，出水方向则应与池中水的旋流方向垂直，出水口为淹没式（可设置挡板）；曝气头穿孔管常用 $\phi=2.5\sim6$mm，曝气量可按 0.2m^3（空气）/m^3（污水）计算，或按表 10-3 计算。

利用刮砂机或吸砂机将砂粒等从沉砂装置中排出。

表 10-3　　单位池长需空气量

曝气管水下浸没深度/m	最小空气用量/［m^3/（m 池长·h）］	达到良好除砂效果最大空气量/［m^3/（m 池长·h）］	曝气管水下浸没深度/m	最小空气用量/［m^3/（m 池长·h）］	达到良好除砂效果最大空气量/［m^3/（m 池长·h）］
1.5	12.5～15.0	30	3.0	10.5～14.0	28
2.0	11.0～14.5	29	4.0	10.0～13.5	25
2.5	10.5～14.0	28			

（二）辐流式沉淀池

1. 基本构造

如图 10-3 为中心进水辐流式沉淀池，直径一般为 10～60m 以上，最大可达 100m 以上，中心深 2.5～5.0m，周边深 1.5～3.0m。水由中心管上的孔口流入，在穿孔挡板的作用下，均匀地沿池半径向四周辐射流动，出流区设在池周，出水堰常用三角堰或淹没出流孔，由于 $D:H$（径深比）大，且是辐射状流动，水流过水断面逐渐增大，而流速逐渐减小。周边进水、中心出水（或周边出水）沉淀池，水流进入沉淀池主体前迅速扩散，以很低的速度从池周边进入澄清区。由于速度很小，能避免通常高速进水时伴有的短流现象，提高了池子的容积利用系数。

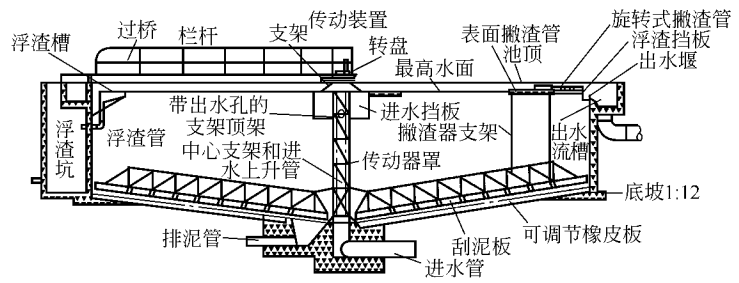


图 10-3　中心进水辐流式沉淀池结构示意图

沉淀的污泥由刮泥机缓慢旋转刮入中心底槽泥斗，再借静压力通过排泥管排出，或由刮板刮入中心底槽，采用吸泥泵吸出。还有向心辐流式沉淀池（中心进水周边出水）。

2. 辐流式沉淀池的主要控制参数

①表面负荷：一般采用 1.5～3m^3/（m^2·h）；②沉淀时间：初沉 1～2h，二沉 1.5～2.5h；③有效水深：＜6m，直径与有效水深之比约为 6～12；④池底坡度一般为 0.05（坡向中心），中心泥斗坡度 0.12～0.16。

（三）平流式沉淀装置

1. 基本结构、原理

图 10-4 所示为带有链带式刮泥机械的单斗式平流式沉淀池。分进水端、沉淀区和出水端三部分。水通过进水槽和孔口流入池内，水在沉淀区内均匀地缓缓流动，可沉悬浮物逐渐沉向池底。出水端设有溢流堰和出水槽，沉淀区出水溢过堰口，通过出水槽排出池外。如水中有浮渣，堰口前需设挡板及浮渣收集设备。在沉淀区设有一个或多个污泥斗，池底污泥被刮泥机刮入污泥斗内，开启排泥管上的闸阀，在静水压力（1.5～2m 水头）的作用下，斗中的污泥由排泥管排出池外，排泥管管径采用至少 200mm，池底坡度 0.01～0.02，倾向污泥斗。如不设污泥斗，则采用吸泥机将池底的污泥吸出排除。

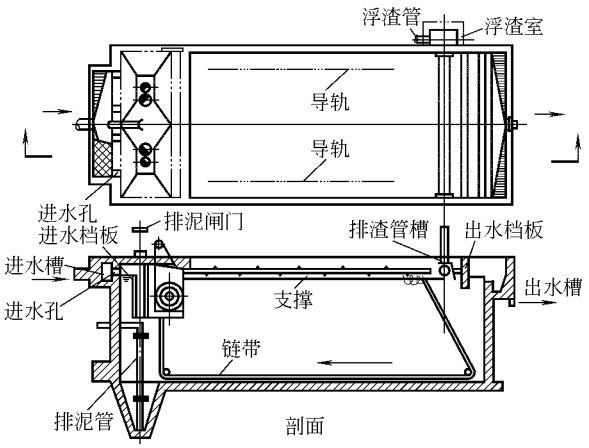


图 10-4　配有链带式刮泥机械的平流式沉淀池

2. 平流式沉淀装置的主要控制参数

① 表面负荷：初沉一般取 1.5～2.9$m^3/(m^2 \cdot h)$，二沉则为 1～2$m^3/(m^2 \cdot h)$；②流速：最大流量时，水平流速为 5～7mm/s；③沉淀时间：初沉一般取 1～2h，二沉一般取 1.5～2.5h；④沉淀区有效水深：2～4m。⑤出流挡板水深为 0.3～0.4m，距溢流堰 0.25～0.5m。

（四）斜板（管）沉淀装置

1. 基本结构、原理

斜管亦称蜂窝管。斜板（管）沉淀池是根据浅池理论，在沉淀区加设斜板或斜管而形成，目的在于提高沉淀效率。其基本构造与平流式或辐流式基本相同，污泥的排放亦可采用刮泥机或吸泥机等设备。

由于污水中杂质较多，易造成斜板（管）堵塞而影响沉淀效果，故斜板（管）沉淀装置在一般污水处理中使用愈来愈少，但在杂质含量较少的某些工业废水中应用较多。

目前污水处理中主要采用（水流）升流式异向斜板（管）沉淀装置。其进水方向有三种，如图 10-5 所示，其中（b）、（c）两种进水方向较好，（a）种进水直接冲击斜板（管），使颗粒不易从斜管上滑至污泥区。

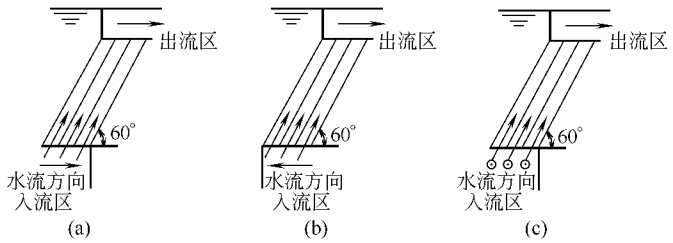


图 10-5　斜管沉淀池进水方向示意图

2. 斜板（管）沉淀装置的主要控制参数

（1）为了使水流能均匀进入斜管下的配水区，提高沉淀效果在入口处应考虑整流措施，原理类似纸机流浆箱布浆器。可采用缝隙栅条配水，缝隙前窄后宽；也可用穿孔墙。整流配水孔的流速＜0.15m/s。

（2）斜板（管）倾斜角一般为 60°，斜板（管）长度取 1.0m。

（3）斜板间距为 50～150mm，斜管管径＞50mm，斜板（管）材质多为玻璃钢、塑料等。

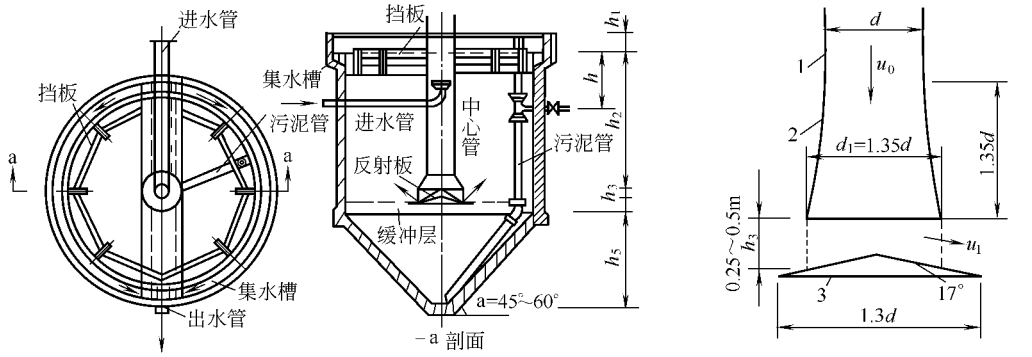
（4）某些工业废水采用升流式异向斜板（管）沉淀装置处理，造纸行业一般为二沉池—

斜管和混凝沉淀—斜管类型。其基本参数表面负荷率 3.4～3.5［m^3／（m^2·h）］，管径 25～30mm，长度 1000mm，倾角为 60°。

（五）竖流式沉淀装置

1. 竖流式沉淀池结构原理

图 10-6 为圆形竖流式沉淀池结构图。水由中心管的底端流出，通过反射板的拦阻向四周布入池中于整个水平断面上，缓缓向上流动。沉速超过上升流速的颗粒下沉到污泥斗中，澄清后的水由池周的堰口溢出池外。其沉淀效果比平流式沉淀池低得多。污泥斗倾角为 50°～60°，排泥管直径为 200mm，排泥管静水压力为 1.5～2.0mm。



(a) 沉淀池结构　　(b) 中心管结构

图 10-6　圆形竖流式沉淀池结构图

由于水流分布口在中心管附近，竖流式沉淀装置的直径≯10m，径深比值≯3，故池较深，污泥区浓缩效果较好，尤其适用于污泥浓缩、分离絮凝性颗粒等场合。

竖流式沉淀装置也可做成方形，相邻池壁可合用，布置较紧凑。

2. 装置的主要控制参数

（1）最大流量时，污水上升流速通常采用 1.5～3.0m／h；（2）沉淀时间，约为 1～2h；（3）污水流速，在中心管中＜30mm／s，在中心管与反射板间流出的速度＜20mm／s。

二、澄 清 装 置

（一）概述

1. 澄清装置基本原理

澄清装置是一种将絮凝反应过程与澄清分离过程综合于一体的水处理装置，在造纸废水处理中广为应用。

在澄清装置中沉泥被提升起来并呈均匀分布的悬浮状态，在池中形成高浓度的稳定的活性泥渣层称为浓缩污泥。其浓度为 3～10g／L。废水在澄清装置中自下而上流动时，活性泥渣层由于重力作用可在上升水流中处于动态平衡状态。当废水通过活性泥渣层时，利用接触絮凝原理，废水中的悬浮物便被活性泥渣层阻留下来，使水获得澄清。清水在澄清装置上部被收集、排出。

2. 澄清装置分类与比较

澄清装置可分为泥渣悬浮型澄清装置和泥渣循环型澄清装置两大类。前者包括脉冲澄清装置和悬浮澄清装置，后者包括机械循环澄清装置和水力循环澄清装置。各种澄清装置的比

较见表 10-4。

表 10-4　　各种澄清装置的比较

类　型	优　点	缺　点	适 用 条 件
机械循环澄清装置	单位产水量大，处理效率高；处理效果稳定，适应性较强	配机械搅拌设备；维修复杂	进水悬浮物含量＜5.0g/L，短时间允许 5～10g/L；适用于大、中型水厂
水力循环澄清装置	无机械搅拌设备；构筑物较简单	投药量较大；水头消耗大；对水质、水温变化敏感	进水悬浮物含量＜2g/L，短时间允许 5g/L；适用于中、小型水厂
脉冲澄清装置	混合充分，布水较均匀；池浅，有利于平流式沉淀池改建	要配真空设备；虹吸式水头损失较大，脉冲周期较难控制；对水质、水温变化敏感；操作管理要求较高	适用于大、中、小型水厂
悬浮澄清装置（无穿孔底板）	构造较简单；能处理高浊度水（双层式加悬浮层底部开孔）	配气水分离器；对水量、水温较敏感，处理效果不够稳定；双层式池深较大	进水悬浮物＜3g/L，宜用单池；进水悬浮物 3～10g/L，宜用双池；流量变化每小时＜10%，水温变化每小时＜1℃

3. 各种澄清装置的主要设计参数（见表 10-5）

表 10-5　　各种澄清装置的主要设计参数

类　型		清水区（分离室）		悬浮层高度/m	总停留时间/h（反应室）
		上升流速/(mm/s)	高度/m		
机械循环澄清装置		0.8～1.1	1.5～2.0	—	1.2～1.5
水力循环澄清装置		0.7～1.0	2.0～3.0	3～4（导流筒）	1.0～1.5
脉冲澄清装置		0.7～1.0	1.5～2.0	1.5～2.0	1.0～1.3
悬浮澄清装置	单层	0.7～1.0	2.0～2.5	2.0～2.5	0.33～0.5（悬浮层） 0.4～0.8（清水区）
	双层	0.6～0.9	2.0～2.5	2.0～2.5	—

（二）机械循环澄清装置

1. 基本结构、原理

机械搅拌澄清池如图 10-7。它集混合、絮凝反应及沉淀功能综合于池。池中央设有一个转动叶轮，将废水和加入的药剂同澄清区沉降下来的回流泥浆混合，促进较大絮体的形成。泥浆回流量为进水量的 3～5 倍，可通过调节叶轮开启来控制。为保持池内悬浮层浓度稳定，要排除多余的污泥，所以在池内设有 1～3 个泥渣浓缩斗。当池直径较大或进水含砂量较高时，需装设机械刮泥机。

2. 主要特点

效率较高且稳定；对废水水质（如浊度、温度）和处理水量的变化适用性较强；操作运

行比较方便，用途广泛。

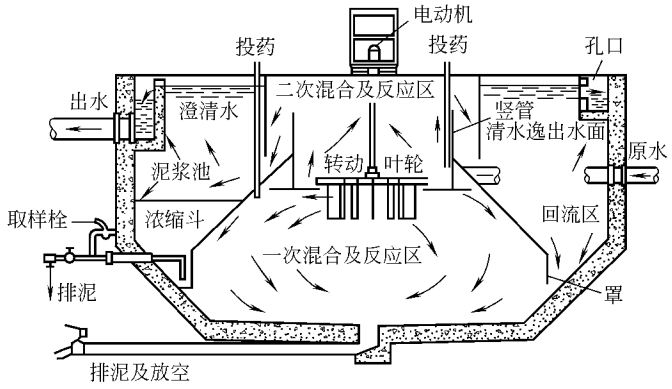


图 10-7　机械搅拌澄清池结构示意图

3. 主要控制参数

除表 10-5 所列之值外，机械搅拌澄清装置其他参数为：①进水管流速约 1m/s，配水槽和缝隙流速均采用 0.4m/s；②总停留时间 1.2～1.5h，第一、第二反应室和分离室的容积比为 2∶1∶7；③上升流速为 0.8～1.1mm/s；处理低温低浊水时采用 0.7～0.9mm/s；④出口处集水方式可选用淹没孔或三角堰集水槽，集水槽中流速为0.4～0.6m/s，出水管流速为 1.0m/s。

（三）水力循环澄清装置

1. 基本结构、原理

图 10-8 为水力循环澄清池。废水由底部进入池内，经喷嘴喷出，喷向上面的喉管和第一反应室。喷嘴和混合室组成一个射流器，喷嘴高速水流把池子锥形底部含有大量絮凝体的水吸进混合室内和进水掺和后，经第一反应室喇叭口溢出来，进入第二反应室中。吸入的流量称为回流量，约为进口流量的 2～4 倍。第一反应室和第二反应室构成了一个悬浮层区，第二反应室出水进入分离室，相当于进水量的清水向上流向出口，剩余流量则向下流动，经喷嘴吸入与进水混合，再重复上述水流循环过程。

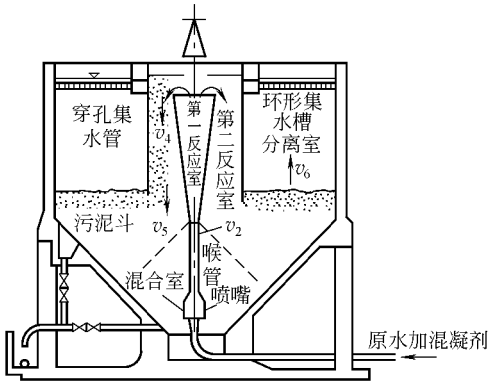


图 10-8　水力循环澄清池

2. 主要特点

无机械搅拌设备，运行管理较方便；锥底角度大，排泥效果好。缺点是反应时间较短，造成运行不太稳定，不宜大水量处理。

三、气浮分离装置

制浆造纸废水除含有密度比水大的悬浮固体（可利用沉淀装置去除）和密度小于水的污染物（可用上浮分离装置处理）外，还含有大量细小纤维、胶填料及一些可溶性高分子絮聚污染物，其密度非常接近甚至略小于水的密度时，利用上述两类分离装置都无法取得满意的处理效果。此时，可利用气浮分离装置。

1. 气浮技术基本原理

基本原理向水中通入空气，在气浮分离装置中，产生大量微小的气泡并粘附于杂质颗粒上，使杂质颗粒整体上形成密度小于水的浮体而升至水面，从而将杂质从水中分离出去。利用气浮分离工艺必须具备三个基本要素：

（1）向废水体中提供足够量的较稳定的微小气泡（一定小的直径足够的表面张力）。

（2）使废水中的污染物质形成悬浮状态，必要时可采用混凝剂。

（3）使气泡与杂质颗粒产生两相张力引起的粘附作用（可采用表面活性剂等对颗粒进行改性）。

2. 气浮分离技术应用

气浮分离工艺广泛应用于制浆造纸污水处理中：如去除水中的油滴、纤维及其他悬浮状颗粒等；回收污水中的有用物质（如纸浆纤维等）；替代二次沉淀池，分离活性污泥；用于有机及无机污水的物化处理工艺中。气浮分离工艺还可以替代重力浓缩装置，对造纸污水处理厂的剩余活性污泥进行气浮浓缩，效果较佳。

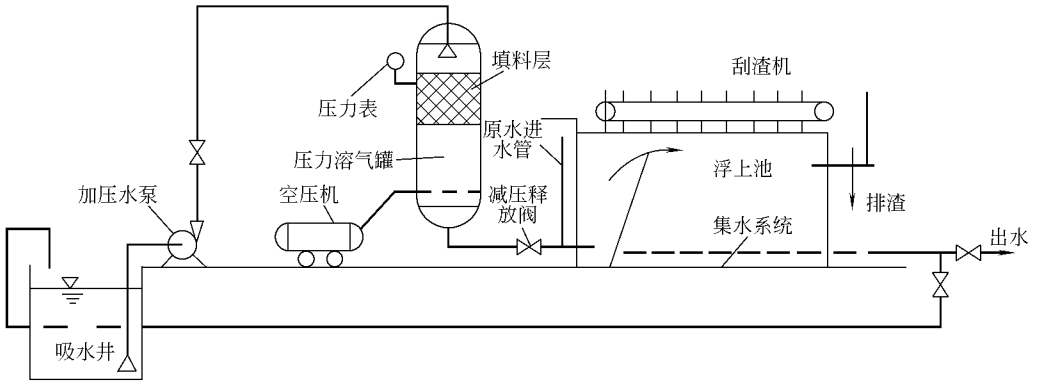
3. 气浮分离装置的类型

主要有：压力溶气气浮装置、真空气浮装置、分散空气气浮装置和电解气浮装置等，其中压力溶气气浮装置的应用最广泛。

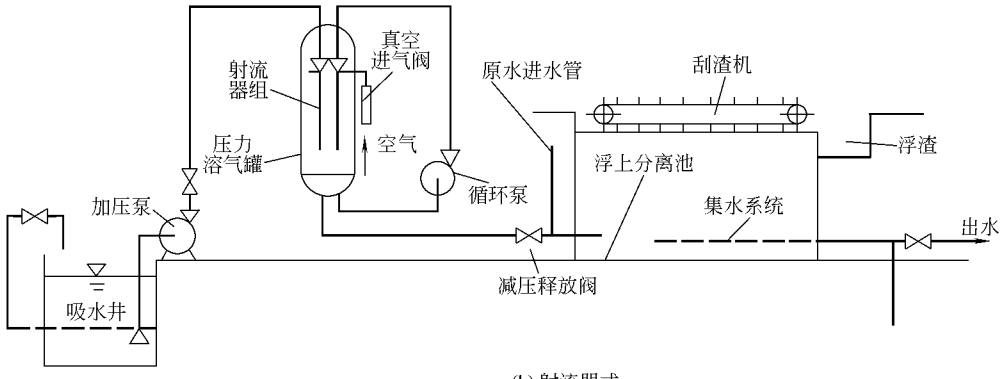
（一）压力溶气气浮装置

1. 基本原理

造纸厂用得较多的是压力溶气气浮法。其原理是利用在一定的压力情况下，溶入水中的空气量较常压大，并达到指定压力状态下的饱和值，然后将过饱和水突然降至常压，这时溶解在水中的空气即以非常细小的气泡形式逸浮出来分布于水体中。这些数量众多的细微气泡



(a) 空压机式



(b) 射流器式

图 10-9　压力溶气气浮装置

与欲处理制浆污水中呈悬浮状态的颗粒杂物产生粘附作用，使这些夹带了无数细微气泡的颗粒的密度小于水而产生上浮作用。

常用空压机将空气压入压力溶气罐，在设定的压力状态下溶入水中［见图 10-9（a)］；也可采用射流器将空气吸入压力溶气罐［见图 10-9（b)］；还曾有用压力循环泵前插管式。

2. 主要优点

与其他方法相比，压力溶气气浮法具有以下优点：

(1) 在加压条件下，空气的溶解度大，供气浮用的气泡数量多，能够确保气浮效果。

(2) 溶入的气体经骤然减压释放，产生的气泡不仅微细、粒度均匀、密集度大，而且上浮稳定，对液体扰动微小，因此特别适用于制浆造纸废水对疏松絮凝体、细小颗粒的固液分离。

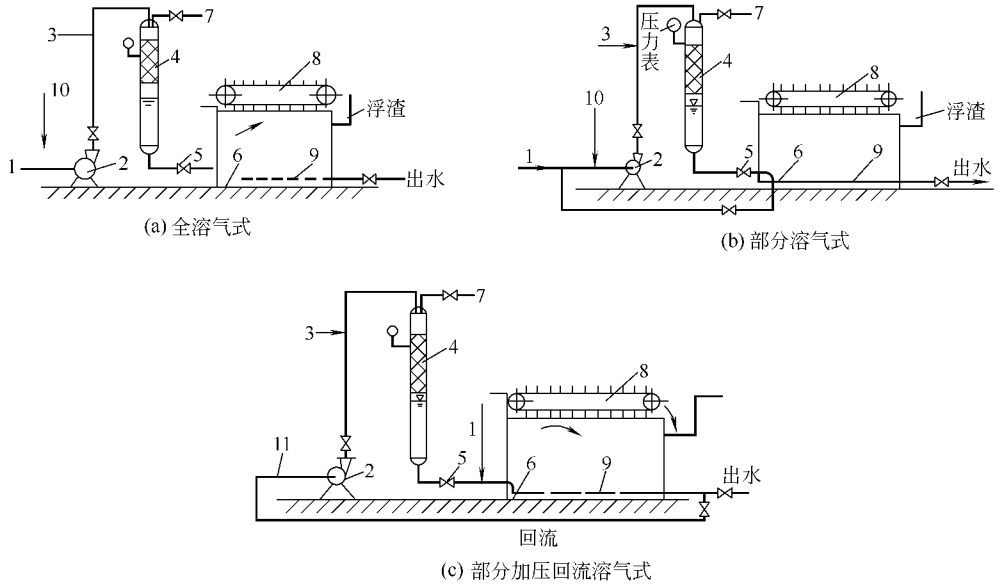
(3) 工艺过程及设备比较简单，便于管理、维护。

3. 压力溶气气浮分类

压力溶气气浮分为三种类型：全溶气式［图 10-10（a)］、部分溶气式［见 10-10（b)］和部分加压回流溶气式［图 10-10（c)］。部分回流加压溶气式的处理效果稳定，并能大量节约能耗，在制浆造纸废水污水处理工艺中应用得最多。

4. 压力溶气气浮装置主要组成

压力溶气气浮装置主要由压力溶气水生成系统、溶气水释放系统及废水气浮分离系统三部分组成。



(a) 全溶气式

(b) 部分溶气式

(c) 部分加压回流溶气式

图 10-10　压力溶气气浮装置主要类型

1—废水进入　2—加压泵　3—空气进入　4—压力溶气罐（含填料）
5—减压阀　6—气浮池　7—放气阀　8—刮渣机　9—集水系统
10—化学药剂　11—回流清水管

(1) 压力溶气系统　包括水泵、空压机（或射流器)、压力溶气罐等。其中压力溶气罐是关键设备。

压力溶气罐的主要参数见表 10-6。

表 10-6　　压力溶气罐的主要参数

型　　号	罐直径/mm	适用流量/（m^3/h）	使用压力/MPa	进水管径/mm	出水管径/mm	罐总高（含支脚）/mm
TR-2	200	3～6	0.2～0.5	40	50	2550
TR-3	300	7～12	0.2～0.5	70	80	2580
TR-4	400	13～19	0.2～0.5	80	100	2680
TR-5	500	20～30	0.2～0.5	100	125	3000
TR-6	600	31～42	0.2～0.5	125	150	3000
TR-7	700	43～58	0.2～0.5	125	150	3180
TR-8	800	59～75	0.2～0.5	150	200	3280
TR-9	900	76～95	0.2～0.5	200	250	3330
TR-10	1000	96～118	0.2～0.5	200	250	3380
TR-12	1200	119～150	0.2～0.5	250	300	3510
TR-14	1400	151～200	0.2～0.5	250	300	3610
TR-16	1600	201～300	0.2～0.5	300	350	3780

目前，广泛采用能耗低、溶气效率高的空气压缩喷淋式填料罐。填料压力溶气罐的主要控制参数：过流密度为 3000～5000$m^3/（m^2\cdot d）$；造纸废水常用回流比为 10%～20%；填料层高度为 0.8～1.3m；液位控制高度从罐底计为 0.6～1.0m；溶气罐承压＞0.6MPa，工作压力为 0.2～0.4MPa。

（2）溶气释放系统　一般由释放器（老式为穿孔管、减压阀）及溶气水管路组成。

溶气释放器的功能是将压力溶气水通过消能、减压，使溶入水中的气体以微气泡的形式释放出来形成乳白色的溶气水，并能迅速而均匀地与水中杂质相粘附。

溶气释放器的主要控制参数：释放器前管道流速为＜1m/s，释放器的出口流速为 0.4～0.5m/s，冲洗时缝隙的张开度为 5mm，每个释放器的作用范围为 30～110cm。

目前，常用的释放器有 TS 型、改良型 TJ 型、TV 型专利溶气释放器。其特点在 0.15MPa 以上释放的溶气量达 99%，净水效果好，电耗低；气泡微细，平均直径 20～40/mm，气泡密集，附着性能好。常用的释放器见图 10-11。TS 型的主要性能：型号 TS-Ⅰ～Ⅴ，溶气水支管直径 ϕ15～25mm，压力 0.1～0.5MPa，流量 0.25～$4.92m^3/h$，作用直径 25～70cm。TJ 型的主要性能：型号 TJ-Ⅰ～Ⅴ，规格 8×（15～40）cm，溶气水支管直径 ϕ25～65mm，压力 0.15～0.5MPa，流量 0.98～$11.75m^3/h$，作用直径 5～110cm。TV 型的主要性能：型号 TV-Ⅰ～Ⅲ，规格 ϕ20～25cm，溶气水支管直径 ϕ25～40mm，压力 0.15～0.5MPa，流量 0.95～$6.64m^3/h$，作用直径 40～80cm。

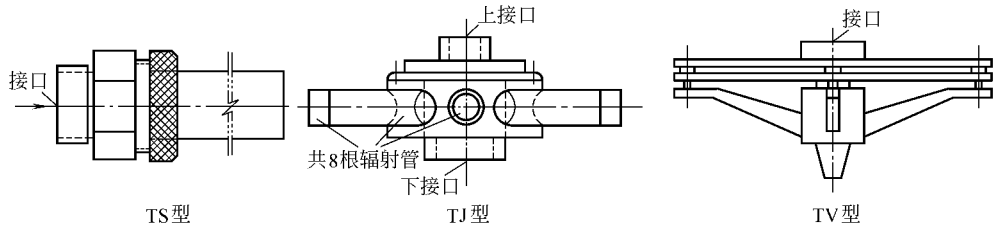
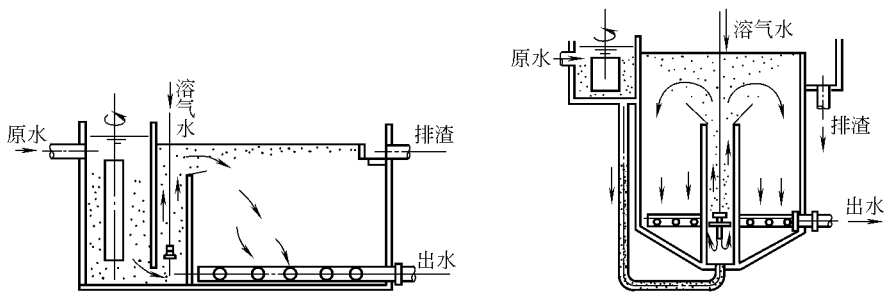


图 10-11　常用的释放器

(3) 气浮分离系统　气浮分离系统布置可分为三种类型，即：平流式与竖流式［见图10-12（a）、图10-12（b）］、方形与圆形及气浮与反应、气浮与沉淀、气浮与过滤等综合式。其功能是确保一定的容积与池表面积，使微气泡群与水中絮凝体充分混合、接触、粘附，并使其带絮凝体与清水分离。对不投加药剂的气浮，可取消反应池。



(a) 平流式气浮池　　(b) 竖流式气浮池

图10-12　气浮分离系统布置形式

气浮池的型式，应根据处理水质的要求，处理工艺与前后处理单元构筑物的衔接、施工难易程度以及造价等因素综合考虑。目前在制浆造纸废水处理中平流式较广泛，圆形池用于污泥浓缩。反应池宜与气浮池合建，为减少打碎絮体，在水流的衔接和流速的控制方面更加注重。

根据实际处理的废水情况，如制浆废水污泥浓缩、制浆黑液综合气浮处理等，考虑到气浮处理负荷较大，也有采用子母气浮池方式，即一大一小捆绑串联，合用第二个小池中的清水回流。武汉邬氏气浮池就属这一类。

气浮分离系统的主要控制参数：

(a) 接触室必须对气泡与絮凝体提供良好的接触条件，其宽度还应考虑易于安装和检修的要求，进入接触室的流速小于0.1m/s，水流上升流速一般取10～20mm/s，水流在室内的停留时间不宜小于60s。

(b) 气浮分离室需根据带气絮体上浮分离的难易程度选择水流（向下）流速，一般取1.5～3.0mm/s，即分离室的表面负荷率取5.4～10.8$m^3/(m^2 \cdot h)$。

(c) 气浮池的有效水深一般取2.0～2.5m，池中水流停留时间一般为10～20min，若用于污泥浓缩，则时间较长。

(d) 气浮池的长宽比无严格要求，一般以单池宽度不超过10m，池长不超过15m为宜。

(e) 气浮池排渣，一般采用刮渣机定期排除，集渣槽可设置在池的一端、两端或径向，刮渣机的行车速度宜控制在5m/min以内。

(f) 气浮池集水力求均匀，常采用穿孔集水管，水的最大流速宜控制在0.5m/s左右。

常见的刮渣机有桥式和行星式刮渣机。

(二) 分散空气气浮装置

目前在造纸工业使用的有两种不同型式的分散空气式气浮工艺，即微气泡曝气气浮工艺和剪切气泡气浮工艺。

1. 微气泡曝气气浮

图 10-13 为微孔板曝气气浮装置示意图。压缩空气引入到靠近池底部的由粉末冶金、陶瓷或塑料制成的微孔板，并被微孔分散成细小气泡，小气泡在上升过程中与流入的悬浮颗粒相粘附，夹带气泡的颗粒则浮升至液面而被去除，经处理后的水由设在池底的排水管排出。

2.CAF 涡凹气浮

图 10-14 为 CAF 涡凹气浮装置工作原理图。废水在投加化学絮凝剂后进入混合槽，使废水和絮凝剂充分混合，以便废水中亲水性悬浮物（如纤维、填料）变为疏水性悬浮物，再进入涡凹曝气机下部的充气区，污水在上升过程中通过充气段，在这里与曝气机产生的微气泡充分混合。曝气机底部的散气叶轮高速旋转，在水中形成一个真空区，液面上的空气通过与曝气机转轴同心的空气输送管进入水中填补真空区，空气进入真空区后，又被高速旋转的散气叶轮切割成微气泡，同废水一起呈螺旋形上升到液面。在上升过程中，微气泡会附着在废水中疏水性悬浮物上，使悬浮物密度变轻，并迅速上升浮于液面，当悬浮物在液面上积累到一定厚度，被气浮装置的链条刮泥机推到出口端的污泥排放管，由污泥排放管内的螺旋输送器输入污泥收集槽。处理后的废水，通过污泥放管下方进入溢流槽，从出水口排出。

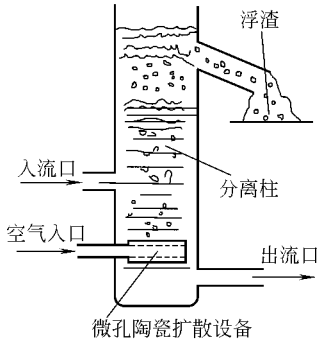


图 10-13 微孔板曝气气浮装置示意图

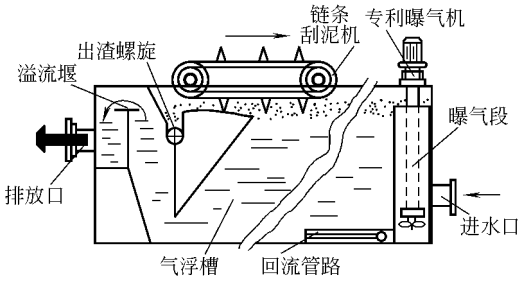


图 10-14 CAF 涡凹气浮装置工作原理图

（三）真空气浮装置

真空气浮装置中，气浮分离池是一个密闭的池子。在运行时，先将需要处理的水在常压下曝气，让空气达到饱和溶解状态，然后再从气浮分离池抽气，使其呈真空状态，这时溶解在水中的空气因气浮池表面的压力低于常压，溶于水中的空气遂以细微气泡溢出来，溢出的空气量则取决于气浮池表面负压的大小。

真空气浮工艺受到能够达到的真空度限制，一般运行真空度在 0.04MPa，故可溢出的微气泡数量很有限；其次是保持分离区的真空状态设备复杂，给运行与维护都带来困难。因此，该法已逐步由压力溶气气浮工艺所取代。

四、离心分离装置

物体高速旋转能够产生离心力场，场中的各质点都将承受较其本身重力大许多倍的离心力，离心力的大小则取决于该质点的质量和向心加速度。离心分离的方法常用于造纸废水处理中的粗重杂物预处理和污泥浓缩。

1. 离心分离装置分类

离心分离装置可分为以下两种类型：

（1）由水流本身旋转产生离心力的旋流分离器，原理类似除砂器。如水力旋流器、旋流沉淀池。其特点是器体固定不动，而由沿切向高速进入器体内的物料产生离心力。

（2）由设备旋转同时也带动液体旋转产生离心力的离心分离机。其特点是由高速旋转的转鼓带动物料产生离心力。离心分离机根据操作原理的不同可分为过滤式离心机和沉降式离心机。

2. 影响离心分离的因素

（1）分离因素越高，分离性能也越好。

（2）水中悬浮物的性能，如果悬浮颗粒粒径越细，密度与水溶液的密度越接近，水的动力粘滞度越大，则越难分离。

（3）进水流量和水在离心分离装置中的停留时间等。

一般旋流分离器在水处理中用得较少，而离心机则广泛用于废水的固液分离及污泥脱水过程中。

（一）水力旋流分离器

根据产生水流旋转的能量来源，水力旋流分离器可以分为压力式和重力式两种。

压力式水力旋流分离器如图 10-15 所示。要分离的液体用水泵提供能量以切线方向高速进入机内，流速为 6～10m/s。液体进入水力旋流分离器后沿器壁下旋，再上旋，较为粗大的颗粒被甩向器壁，并在其本身重力的作用下沿壁下滑，从底部的排渣口连续排出，而较清的液体则通过上部出水管排出。

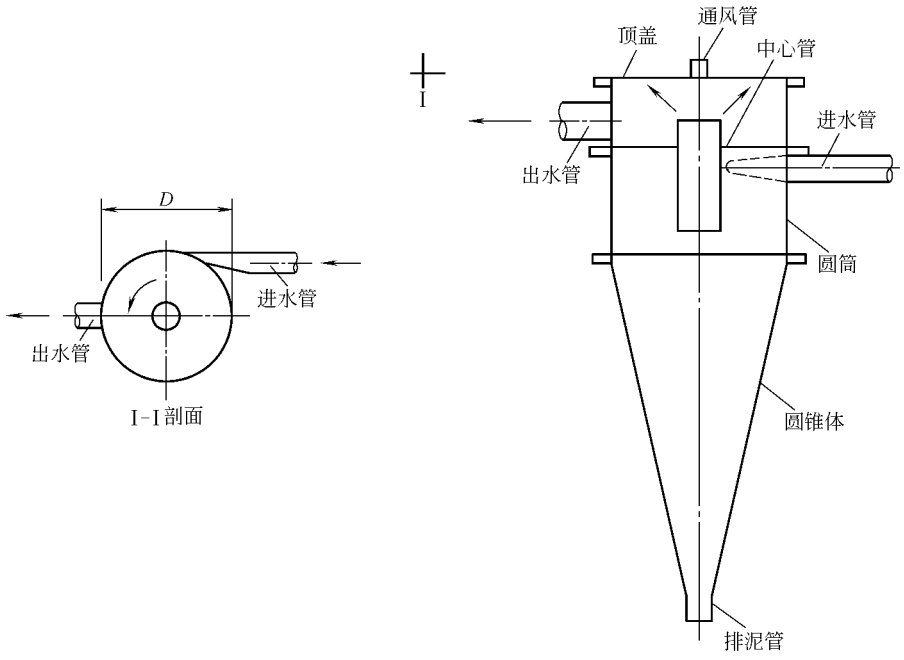


图 10-15　压力式水力旋流分离器

（二）过滤式离心分离机

过滤式离心分离机在离心力的作用下利用过滤介质（滤网、滤布等）来分离液体中的悬浮物质。它对颗粒和液体的密度差没有要求，但不宜于小颗粒、纤维状或胶体可压缩固体物

质的分离（例如废水污泥的处理），因为这些物质会堵塞过滤介质。它适用于悬浮液浓度较高（可达 50％～60％）、粒度适中以及母液较粘的场合。如果要求提高分离固体的干燥效果或它的洗涤效果，也宜于过滤式离心分离机。

（三）沉降式离心分离机

沉降式离心分离机是利用离心沉降法来分离悬浮液，常用的是卧螺式离心分离机。工作原理如图 10-16 所示。悬浮液由轴上的进料孔进入机内，在离心力的作用下转鼓内形成一环形液池，重相固体粒子沉降到转鼓内表面形成沉渣，由于螺转叶片与转鼓的相对运动，沉渣被送到转鼓小端的干燥区，澄清液由大端的溢流孔流出。

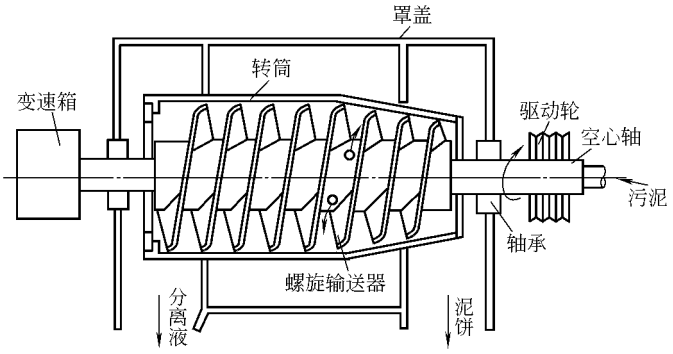


图 10-16　卧螺式离心分离机工作原理图

五、筛 滤 装 置

在制浆造纸废水处理中过程中，筛滤装置是一种简单的拦污装置，用于清除污水及污水处理厂（站）进水中含有的较大的悬浮物，保护后续处理设施能正常运行，以及降低其他处理设施的处理负荷。筛滤装置包括格栅、滤网、捞毛机等。

（一）格栅

格栅通常是由一组或多组平行的用金属栅条制成的，框架倾斜甚至直立设置在进水流经的渠道中，或设置在进水泵站集水井口处，以拦截污水粗大的悬浮物及杂质。按照格栅上所截留污染物的清除方法不同，可分为人工清除的格栅和机械格栅。

（二）筛网

在制浆造纸排出的废水中含有大量的长约 1～180mm 的纤维类杂物。这种呈悬浮状的细小纤维不能用前述的格栅加以去除，也很难通过沉淀达到处理的目的；不加以清除，则可能使排水管道堵塞，甚至还会缠绕在水泵的叶轮上而逐渐破坏水泵的正常工作，造成运行上的困难。筛网和捞毛机就是一种能有效截留这类悬浮物的机械装置。它具有简单、高效、不必投加化学药剂、运行费用低、占地面积小及维修方便等特点。

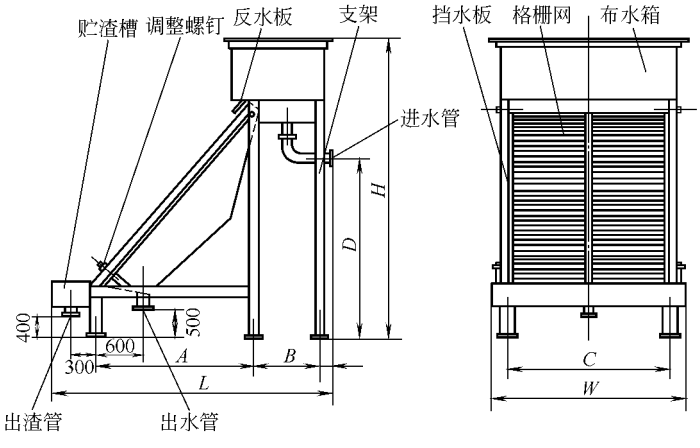


图 10-17　平面式斜筛

应用于废水处理或短小纤维回收的筛网主要有固定平面式筛网和旋转式筛网。

典型的平面式筛网如图 10-17（斜筛），旋转式筛网如卧式微滤机（如图 10-18）。

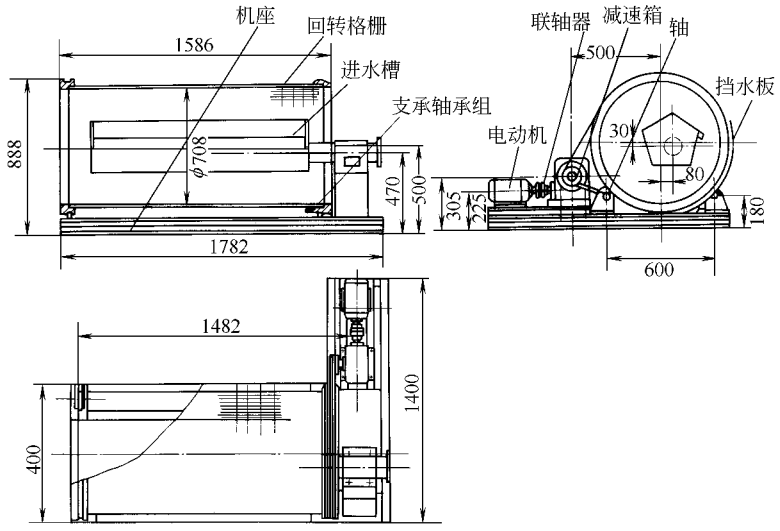


图 10-18　旋转式卧式微滤机

六、过 滤 装 置

（一）过滤的定义与作用

（1）过滤的定义　过滤通常是指将悬浮液中的固液两相加以分离。这里过滤的定义是使水通过粒状滤料滤床，去除水中悬浮物和胶体杂质等不溶性污染物的一种物理化学过程。

（2）过滤的作用　去除经生物絮凝和化学絮凝后不能沉降的颗粒和胶体物质；增加对SS、浊度、P、BOD、重金属、石棉、细菌、病毒以及其他一些污染物质的去除效果；克服生物和化学处理过程中水质的变化，保证连续操作，使出水水质稳定，提高处理效率和全面可靠性；保护后续装置。在要求较高的制浆造纸废水处理中常用到。

（二）过滤装置分类

通常，过滤装置分快滤池和慢滤池，两者的过滤机理是不同的。过滤装置按过滤驱动力可分为重力式过滤器和压力式滤器等。

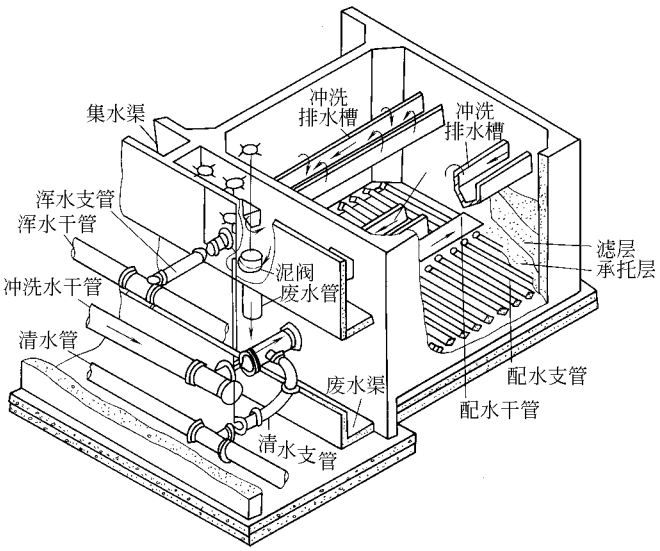


图 10-19　快滤池构造图

（1）慢滤池　也称表层过滤，主要利用顶部的滤膜截留悬浮固体，同时发生微生物对水质的净化作用。这种滤池生产水量少、滤速慢（<10m/d）、占地大，在滤料表面易出现泥封；而当加大过滤水头时，则容易发生污染物穿透现象，应用较少。

（2）快滤池　也称深层过滤池，滤速较快（>100m/d），其构造如图 10-19 所示。在过滤过程中，悬浮颗粒能吸附在滤料表面，即“接

触絮凝”起了主要作用，而其他作用如截留和沉降处于次要地位。由于滤料表面通常带负电，要使也带负电的悬浮颗粒附着在滤料表面，必须对滤前水进行预处理，通常是化学混凝处理（如果去除对象是生物污泥絮体，则不需化学混凝），以改变悬浮颗粒所带电荷。因此，快滤池可以定义为：利用滤层中粒状材料所提供的表面积截留水中已经过混凝处理的悬浮固体设备。

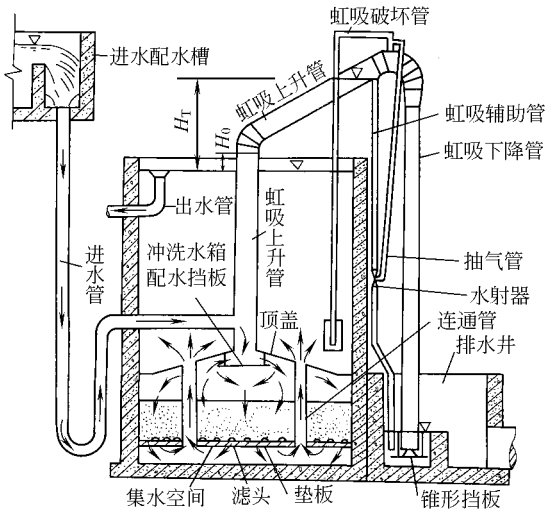


图 10-20　重力式无阀滤池

图 10-20 为重力式过滤器。

（三）滤料

（1）滤料的最基本功能　滤料提供粘着水中的悬浮固体所需要的面积，至于悬浮固体的可粘着性可以由絮凝过程来实现。

（2）滤料种类　滤料本身的性质并不重要，除使用的天然石英砂以外，还有加工成符合规格的颗粒材料，如无烟煤、大理石、白云石、钛铁矿等；一些无机材料经烧结、破碎后也可以做滤料，如陶粒滤料和陶瓷滤料；也可以用人工合成的粒状材料，如纤维球、塑料球等。在选择滤料时应满足足够的机械强度，足够的化学稳定性，合适的颗粒粒径级配和空隙率，较低的成本。

七、压滤和吸滤装置

（一）基本原理

（1）作用。制浆造纸废水处理后的污泥中含有大量水分，一般 95％～97％。为便于后续处理，污泥应尽量脱水以减小体积。机械脱水是污泥脱水常用的方法，污泥脱水干度＜85％。

（2）污泥机械脱水基本原理与方法。机械脱水基本原理是以过滤介质两面的压力差作为推动力，污泥中的水分（即滤液）被强制通过过滤介质，固体颗粒（滤饼）则被截留在介质上，从而达到脱水的目的。造成压力差的方法有：依靠污泥水本身厚度的静压力——重力过滤法；在过滤介质的一面造成负压——真空吸滤法；对污泥加压把水分压过过滤介质——压滤法；造成离心力——离心过滤法。各种脱水方法效果比较见表 10-7。

（3）污泥脱水装置种类。目前国内应用的主要有转鼓真空脱水机、圆盘真空脱水机、板框压滤脱水机、滚压带式脱水机和离心脱水机。

（4）调理与过滤脱水。①污泥调理机理。污泥调理与废水絮凝的机理是不同的，前者注重絮体的密实和脱水能力，而后者更注重絮体的大小和沉降能力。由于高效调理污泥疏水性与稳定性调理药剂的出现，机械脱水装置有从真空脱水机和板框压滤脱水机向带式压滤机和离心脱水机发展的趋势，特别是在处理造纸废水含有机物较多的生物污泥时。②调理剂种类。对污泥的有效脱水是很重要的。常用的污泥调理剂有铝盐、铁盐、生石灰和聚丙烯酰胺等。有机调理剂产生的絮体粗大、投加量少、但价格较贵，常用于带式压滤机和离心脱水机。对有机物含量高的污泥，有效的主要是阳离子有机高分子调理剂。无机调理剂产生的絮体细小、投药量大、更适合用于真空脱水机和板框压滤机。

表 10-7　　各种污泥脱水方法效果比较表

脱水方法	自然干化	机械脱水				干燥法	焚烧法
		真空吸滤法	压滤法	滚压带滤法	离心过滤法		
脱水装置	干化场	转鼓真空脱水机	板框压滤机	滚压带压机	离心脱水机	干燥设备	焚烧设备
干泥干度/%	70～80	60～80	45～80	78～86	80～85	10～40	0～10
脱水后状态	泥饼状	泥饼状	泥饼状	泥饼状	泥饼状	粉状、灰状	灰状

（二）真空转鼓污泥脱水机

真空转鼓污泥脱水机主要用于初沉池污泥及污泥的脱水。其优点是能够连续操作，运行平衡，可自动控制，滤液澄清率高，单机处理量大；主要缺点是附属设备较多，占地面积大，滤布消耗多，更换清洗麻烦，工序复杂，运行管理费用较高，现已逐步被其他的污泥脱水机种代替。

真空转鼓污泥脱水机的结构与工作原理类似于制浆车间用的真空洗浆机，在此不再详述。

（三）板框压滤机

（1）板框压滤机工作原理。板框压滤机由板和框相间排列而成，其工作原理和构件如图 10-21 所示。在滤板两面包有滤布，用压紧装置把板和框压紧，使板和板之间构成压滤室，被加压的污泥进入后，滤液在压力作用下通过滤布，并由孔道从滤板排出，达到脱水的目的。

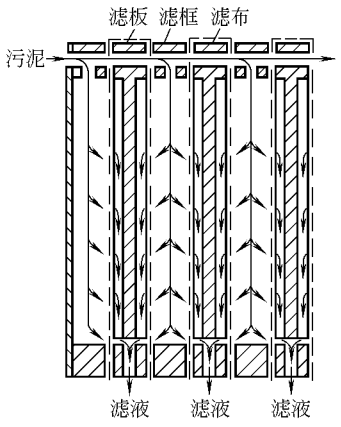


图 10-21　工作原理图

（2）板框压滤机特点。结构较简单，操作容易且稳定，故障少，保养方便，机器使用寿命长；过滤推动力大，所得滤饼的含水率低；过滤面积的选择范围较宽，且单位过滤面积占地较少；对物料的适应性强，适用于各种污泥；由于滤饼过滤，可得到澄清的滤液，固相回收率高。其缺点是不能连续运行，处理量小，滤布消耗大。因此，它更适合于中小型污泥处理场合。

（3）板框压滤机种类。分人工板框滤机和自动板框滤机两种，前者劳动强度大、效率低，后者不需要很多的人工管理。

（四）带式污泥脱水机

1. 滚压带式污泥脱水机

（1）滚压带式污泥脱水机结构原理。基本上由辊和带组成，其结构原理如图 10-22（a）所示。压榨辊有两种辊压方式：相对辊方式，滚压辊上下相对，辊间接触面积小，压榨时间短，但压力大，适用于无机疏水的污泥脱水；水平辊方式，利用滚压辊施于滤带的张力压榨污泥，滤带同辊的接触面较宽，压榨时间长，虽压力较小，但在滚压过程中对污泥有一种剪切作用，可促进泥饼的脱水。通过辊与带的不同组合，可以得到各种形式的滚压带式污泥脱

水机。根据辊与带的不同组合，在不同区域污泥脱水分重力脱水、压力脱水和剪力脱水三种方式，机理见图 10-22（b）。

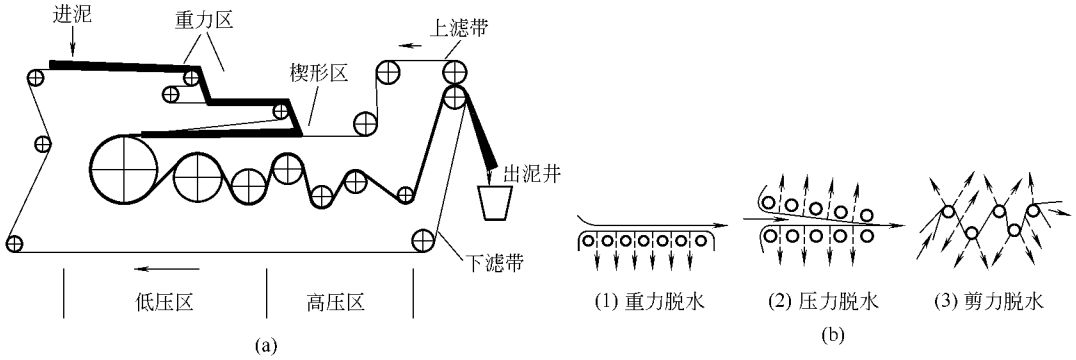


图 10-22　带式污泥脱水机工作原理图（a）及三种脱水机工作原理图（b）

（2）滚压带式污泥脱水机的特点：①在滤带上施加压力，利用滤带的张力和压力使污泥脱水，并不需要真空或加压设备，动力消耗少，可以连续生产；②操作简便，可维持稳定的运转，其运行仅仅决定于滤带的速度和张力，即使运转中负荷有了变化，也能稳定脱水；③结构紧凑、简单，低速运转，易保养；④处理能力高、耗电少，允许负荷有较大的范围的变动；⑤无噪声和振动，易于实现密闭操作。

（3）滤带材料　现在所采用聚酯纤维或尼龙，编织方式较厚（如螺旋网），既保证一定的滤水性又尽可能减少污泥流失。

（4）带式污泥脱水机应用　近年来在制浆造纸废水处理中用得十分广泛。主要原因是：①合理而又简单的结构；②与之配套使用的高分子絮凝剂的研制成功。高分子絮凝剂对污泥的预处理很重要。它的主要处理对象是废水中经物化生物处理后的污泥。

2. 真空带式污泥脱水机

真空带式污泥脱水机以真空吸力作为过滤推动力，其过滤面呈现水平状态。吸滤过程中，加到滤带上的污泥受到真空盒的吸引过滤，滤渣留在滤带上形成滤饼，滤液则经过滤带排出。真空吸滤脱水机适用于粗颗粒、高浓度的处理。

真空吸滤脱水机类似于制浆车间水平带式真空洗浆机，只不过在底网上侧与之对应的还有一条顶网，两者压紧配合，实现脱水。真空带式污泥脱水机在造纸厂较少使用。

3. 圆盘污泥脱水机

圆盘污泥脱水机是一种连续作业的真空脱水机设备。它借助于真空的作用把污泥中的固体颗粒吸附在过滤盘两侧形成滤饼，滤饼在卸料区由吹风卸落。其工作原理如图 10-23 所示。该机适用于固体颗粒小于 0.5mm，沉降速度不超过 18mm/s 的污泥。其优点是：占地面积小，过滤面积大，处理量大；更换滤布容易。缺点是：滤饼裂缝，从而降低真空度；滤布容易堵塞。

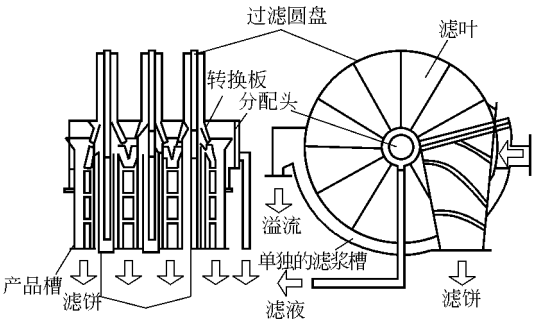


图 10-23　圆盘污泥脱水机工作原理图

第三节　化学法处理设备

一、概　　述

根据我国造纸工业废水排放标准，允许排放废水的 pH 应在 6～9 之间。凡废水含有酸碱而使 pH 超出规定范围的都应加以处理。

造纸工业废水往往含酸或碱，且酸碱的量差别往往很大。在碱性制浆蒸煮废水中含碱性；而在黑液木质素利用废液中通常将酸的含量大于 3%～5% 的废水称为废酸液；将碱的含量大于 1%～3% 的废水称为废碱液。废酸液和废碱液应尽量加以回收利用，但低浓度的含酸废水和含碱废水，回收的价值不大，可采用中和法处理。

制浆废水中和法常常是利用工业废酸、石灰乳液中和酸性、碱性废水；有时也用生产过程中酸性、碱性废水混合部分中和，以调整废水的 pH 值处于中性范围。需要投加的酸或碱中和剂的量，理论上可按化学反应式进行计算。但是实际废水的成分比较复杂，干扰酸碱平衡的因素较多。

二、酸碱中和装置

（一）中和槽

采用投加药剂中和法时，中和设备由中和槽、投配器、泵等组成，图 10-24 是石灰中和酸性废水的装置示意图。因石灰经济，易取且使用方便，二次污染小，用石灰乳中和造纸工业酸性废水较常用。

中和反应在中和反应槽内进行。由于反应时间较快，可将混合池和反应池合二为一，采用隔离板式或机械搅拌，停留时间 5～20min。

造纸废水中和中石灰的投加可以采用干法和湿法。干法是将石灰粉直接计量投入池中。较多使用的是湿投法。当石灰用量少时，可如图 10-24 所示；中和药剂用量多时，可采用图 10-25 所示的石灰乳配制系统。

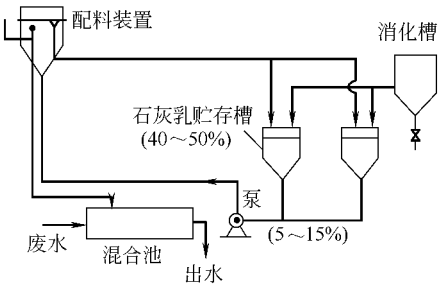


图 10-24　石灰中和酸性废水的装置示意图

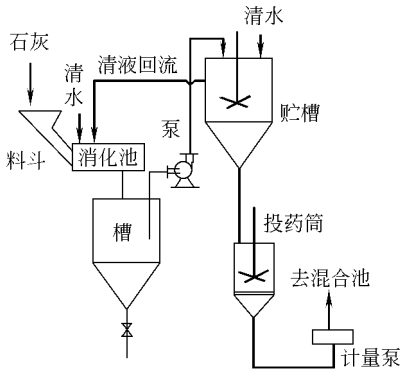


图 10-25　石灰乳配制系统

（二）膨胀式中和塔

当中和剂为颗粒（如碱性滤料石灰石、大理石、白云石等）时，常采用过滤的形式使废水和中和剂充分接触而得到中和，普通中和滤池有升流式和降流式两种，大多采用升流式。

用普通中和滤池处理含硫酸的酸性废水时，滤料表面易形成硫酸钙外壳，使滤料失去中和作用。采用升流式膨胀中和滤塔（池）可改善硫酸废水的中和过滤。

三、混凝装置

混凝装置在造纸废水处理中几乎是不可缺少的处理方法之一。很多造纸污水处理、污泥脱水都用到混凝技术。混凝过程的好坏，直接影响后续处理如沉淀、过滤、脱水的效果。

为了完成混凝沉淀过程，必须设置投加混凝剂的设备、使混凝剂与废水迅速混合的设备、使细小矾花不断增大的反应设备。

一般混合过程在 10～30s 内就可完成，至多不超过 2min；混凝剂在废水中的水解反应速率非常快，混凝剂应在尽量短时间内与废水快速均匀混合，使水中的全部胶体杂质均能和药剂发生作用。目前，大多采用泵前加入混合和管道混合两种方法。国外也采用机械混合的方法。

（一）机械混合混凝装置

机械混合可采用桨板式搅拌机（见图10-26），这是我国常用的一种搅拌器。叶轮呈‘＋’字形安装，一根旋转轴共安装 8 块桨板。搅拌速度可调，搅拌功率的大小决定于旋转时各桨板的线速度和桨板面积。该法混凝效果好，但要有一套机电设备，多耗电能，并增加维修和管理的工作量。

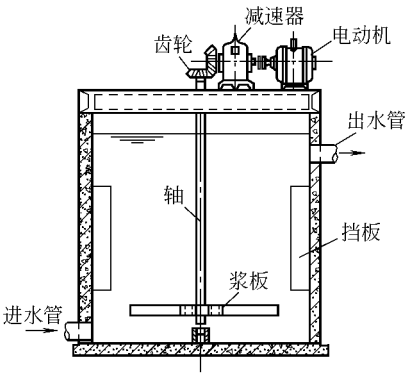


图 10-26　桨板式搅拌机

（二）水力混合和管道混合

1. 水力混凝器

最简单的是一只装有单个喷射进口管的水池，这种形式不要求效率很高，特别是在混凝作用的最后阶段，因为能量主要消耗在喷嘴而与池子容积无关。池内液体可以转动起来，这样进入的液流和池内液体的相对流速差就减小了，局部的过大剪切力减轻了，从而得到了更为有效的消除漩涡的方法。当体积减小时，情况更趋向接近于理想渠道条件，就是让喷射紊流占满了整个空间。

2. 管道混合器

管道混合器在造纸废水中较常用。在管道中用推流混合比搅拌池中的回流混合优越。回流混合搅拌池并不能达到反应的要求。现在，通常的趋势是把絮凝剂加注于接触室或絮凝室上游的管道或水渠中，即泵后投加。应用管内锯齿曲折形挡板，借助管内水流紊动，使混凝剂与废水充分混合。为了保证在管内有合适的混合条件，投药点宜选在距反应池 50 至 100m 处。如距离过短，混合不够充分；反之，则在出水管段内水流停留过长（大于 2min）会形成可见颗粒矾花，当这些矾花进入反应池时即被打碎，呈尖状而悬浮于水中不易下沉；要使这些尖状矾花再次产生絮凝，就必须适当增加投药量，从而增加药耗。

水泵出水管内具有一定压力，如果在出水管段上投加混凝剂有困难时投药点也可选在反应池进水口处，但反应池进水口处必须设有专门的混合设备，否则会影响混凝效果，增加耗药量。

第四节　物理化学处理设备

一、吸 附 装 置

现代制浆厂废水中污染色度、有机物胶体、微生物及余氯都可借助于吸附装置完成。吸附装置分有压力式、重力式；上向流、下向流；填充床或膨胀床；单个并联或分组串联。

（一）活性炭吸附装置

1. 活性炭吸附装置特征

（1）活性炭功能性质　活性炭比表面积大约 1000～2000m^2/g，是应用最早的一种活性炭吸附剂，具有微孔结构，吸附能力很强，对水中许多有机污染物都具有很强的吸附能力。可以除臭、脱色及去除微量有害物质。

（2）活性炭制作　活性炭的材料很多，如木材、胡桃壳、椰子壳、烟煤、褐煤以及石油残渣等。以不同原料制成的活性炭或同一原料而不同处理温度制成的不同规格的活性炭，其微孔结构往往不一样，表面活性及吸附能力也有区别。

活性炭形状可以是粉末状或是颗粒状。粉末状的吸附能力强，制备容易，价格较低，但再生困难，一般不能重复使用。颗粒状的活性炭价格较贵，但可再生后重复使用，并且使用后的劳动条件较好，操作管理方便。因此，在水处理中较多采用颗粒状活性炭。

（3）活性炭吸附装置分类　按吸附设备又可分为：静态吸附和动态吸附。静态吸附是在搅拌吸附装置中进行的；动态吸附是被处理的水在流动条件下进行的。常用的动态吸附有：固定床、移动床和流动床。

2. 固定床活性炭吸附装置

这是以活性炭等吸附剂作为填充层，流体从上方或下方连续地流入并进行吸附反应的方法。由于这种吸附设备中吸附剂在操作过程中是固定不动的，故称为固定床。

图 10-27 为降流式固定层吸附塔构造示意图。图 10-28（a）、（b）、（c）分别是单塔、串联、并联下向注流固定床吸附装置。（b）图中，当最末一根柱子穿透时，第一根柱子与进水浓度平衡，以便达到最大的炭吸附能力。将第一根柱子再生或用新的炭替换后，就把它装在最后，变成最后一级，以此类推。（c）图多作柱并联工作，其出水相混以达到最后要求的水

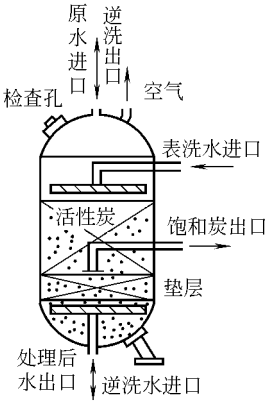


图 10-27　降流式固定层吸附塔构造示意图

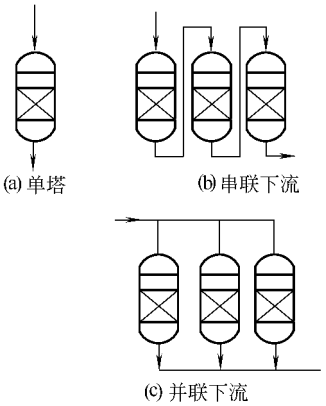


图 10-28　固定床吸附装置操作图

质，其中有的柱很快即可再生或替换，其出水的 COD 很高；而有的柱刚换过新鲜炭（或再生过），出水的 COD 很小。各出水相互混合后即可达到预期效果。

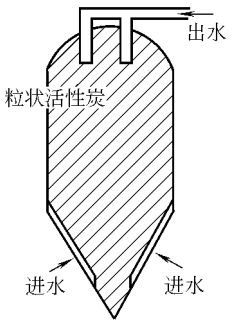


图 10-29　移动床吸附装置示意图

3. 移动床活性炭吸附装置

移动床吸附装置有使活性炭连续移动的方法和间歇移动的方法。通常所说的移动床吸附装置是指间歇式移动吸附方式，如图 10-29 所示。

移动床的特点是：装置可以小型化，设备占地面积小，处理水水质经常保持稳定等。移动床的缺点是装置复杂，操作运行复杂，活性炭的吸附能力下降快。

4. 流动床活性炭吸附装置

活性炭在塔内形成膨胀层，并在层内慢慢下降的同时，与从炭塔底部进入的废液相接触，然后连续地被排出塔外。在这种吸附方式中，如果废液流速过大，则塔内活性炭膨胀率增大，不能保持层状移动，所以必须严格进行流量调节。

（二）树脂吸附装置

大孔树脂吸附装置是从 20 世纪 60 年代初期开始研制的。同一般的凝胶型交换剂不同，大孔型离子交换剂没有离子交换基因，不论它是水合状态还是干燥状态，都具有比较强的内孔结构。这种内孔结构具有真实可测量的孔隙度，因此，在交换剂用于非水溶剂系统时，单位质量或单位体积的交换剂中，大孔型离子交换剂总是具有大比例的、易于接近的官能团位置。其结果是，大孔型离子交换剂比一般凝胶型离子交换剂所达到的选择性与交换吸附的速率要好得多。一般凝胶型离子交换在大多数非水方面的应用都是不合适的，因为它的动力学性能差，机械破损严重。

某些合成树脂对于吸附有机物是很有效的，特别是用来吸附制浆造纸废水中的有色物质。人们已对各种树脂及处理方法进行了研究，Rohm-haas 发明了一种树脂，是高交联度的不含离子交换基因的亲水性多孔聚合物，用于处理漂白废水达到了生产规模。

二、膜分离装置

（一）膜分离技术

膜分离技术是利用膜的选择透过性进行分离或浓缩水中的离子或分子的方法，在制浆造纸废水处理领域中占有一席之地。

1. 膜分离法类型

最常用的是电渗析、反渗透、超滤法，其次是微滤和扩散渗析。在制浆造纸工业废水处理中，应用较多的是反渗透法与超滤法，今后如能大型化规模，对造纸工业废水处理具有划时代意义。

2. 膜分离技术特点

（1）在分离浓缩过程中，不发生相变化和化学反应，耗能少（反渗透技术特点更突出），同时不需加入化学药品。

（2）根据膜的选择性和孔径大小不同，可将不同粒径的物质分开，大分子和小分子分开，使物质分离纯化，可回收有价值的物质资源。

（3）膜分离工艺不损坏对热有敏感和对热不稳定的物质，可以使其在常温下得到分离，这对药制剂、酶制剂等分离浓缩非常适用。

（4）膜分离工艺适用性强，处理规模可大可小，操作及维护方便，易于实现自动化控制。

3．膜分离装置的发展动向

（1）继续研制各种性能优良的膜品种——复合膜、超薄膜、压渗透膜和电荷膜等，对膜性能具有高通量、高去除要求外，还应有耐酸碱、抗氧化、耐污染、耐清洗等功能。

（2）研制各种类型大容量的膜组件和单机的容量。

（3）双膜塔的研究，利用不同性能的两种膜，对相适应的组分进行分离，提高总体分离能力。

（4）连续塔的研究，这种装置类似精馏塔的提馏段和浓缩段，并采用回流操作。

（二）反渗透装置

1．反渗透分离原理

反渗透分离原理见图 10-30，其中（a）表示当废水被一张半透膜隔开时，纯水透过半透膜和废水侧扩散渗透，渗透的推动力是渗透压；(b) 表示扩散渗透使废水侧溶液液面升高，直到达到动态平衡为止，此时，半透膜两侧溶液的液位差被称为渗透压 π，这种现象称为正渗透；(c) 表示在废水侧施加一个外部压力 p，当 $p>\pi$ 时，废水侧的水分子将渗透到纯水侧，这种现象称为反渗透。

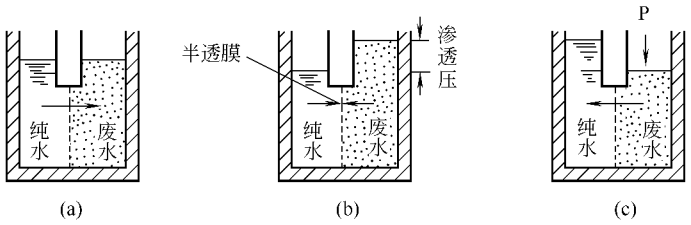


图 10-30　反渗透分离原理图

2．反渗透膜组件的结构形式及技术特点

（1）反渗透膜类型　有醋酸纤维素膜、芳香族聚酰胺膜、脂肪族聚酰胺膜等。表 10-8 是几种反渗透膜的性能。

表 10-8　　几种反渗透膜的性能

品　种	测试条件	透水量／[m^3／(m^2·d)]	脱盐率／%	品　种	测试条件	透水量／[m^3／(m^2·d)]	脱盐率／%
CA25 膜	1%XaG，5066.3kPa	0.8	99	磺化聚苯醚膜	苦碱水，7599.4kPa	1.15	98
CA3 超薄膜	海水 10132.5kPa	1.0	99.8	醋酸丙酸纤维素膜	3.5%NaCl 10132.5kPa	0.48	99.5
CA3 中空纤膜	海水，6079.5kPa	0.4	99.8	芳香聚酰胺膜	3.5%NaCl 10132.5kPa	0.64	99.5
醋酸丁酸纤维素膜	海水 10132.5kPa	0.48	99.4	聚乙烯亚胺膜（异氰酸酯改性膜）	3.5%NaCl，10132.5kPa	0.81	99.5
CA 混膜	3.5%NaCl 10132.5kPa	0.44	99.7	聚苯并咪唑膜	0.5%NaCl，4053kPa	0.65	95

（2）膜组件及结构类型　膜组件是指将膜以某种形状和一定面积置于一容器中，组成单

元设备，在外压下能实现溶质与溶剂的分离。膜组件有板框式、管式、螺旋卷式和中空纤维式四种结构形式。各种膜组件构造见图 10-31 至图 10-34。

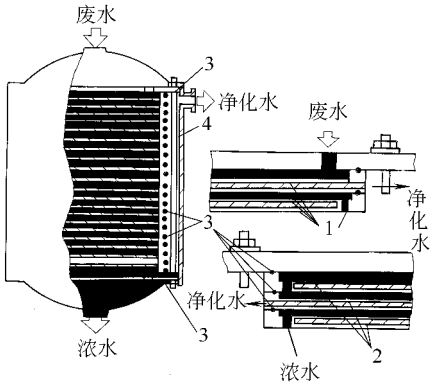


图 10-31　板框式反渗透膜组件

1—反渗透膜　2—多孔板　3—O 形密封圈　4—系紧螺栓

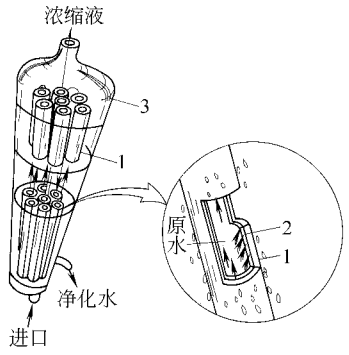


图 10-32　内压管式反渗透膜组件

1—玻璃纤维管　2—反渗透膜　3—外壳

a. 板框式反渗透装置——将渗透膜贴在多孔透水板的单侧或两侧，再紧粘在不锈钢或环氧玻璃承压板两侧，构成一个渗透元件。然后将几块或几十块元件层层叠合，用长螺栓固定后装入密封耐压容器内。

b. 管式反渗透装置——把反渗透膜装在耐压微孔承压管的内侧或外侧，制成管状膜的元件，然后将很多管束装配在筒形耐压容器内。

c. 螺旋卷式反渗透装置——在两层渗透膜中间夹一层多孔的柔性格网，再在下面铺一层供废水通过的多孔透水格网，然后将它们的一端粘贴在多孔集水管上，绕管卷成螺旋卷筒，并将另一端密封，就成为一个反渗透元件。

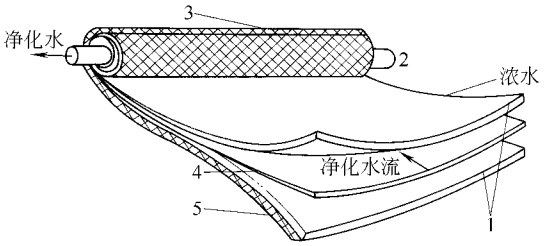


图 10-33　卷式反渗透膜组件

1—反渗透膜　2—中心管　3—卷式膜组　4—多孔支撑材料　5—进料料隔网

d. 中空纤维式反渗透装置——将制造反渗透膜的原料空心纺丝制成中空纤维管。纤维

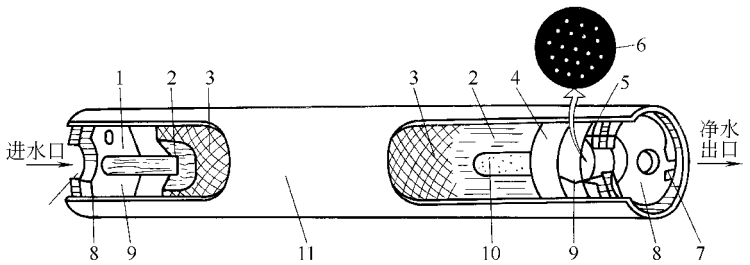


图 10-34　中空纤维反渗透膜组件

1—浓水排除口　2—中空纤维束　3—导流　4—环氧树脂管柱　5—多孔支撑圆盘　6—纤维束开口端　7—弹性挡圈　8—端板　9—O 形密封圈　10—多孔进水分布管　11—壳体

管的外径为 50～100μm，壁厚 12～25μm。将几十万根中空纤维弯成 U 形装在耐压容器内，即组成反渗透器。

表 10-9 和表 10-10 分别列出上述四种膜组件的特点和适用范围。

表 10-9　　各种膜组件的特点

组件类型	主要优点	主要缺点	适用范围
板框式	结构紧凑，密封牢固能承受高压，成膜工艺简单，膜更换方便，较易清洗，有一张膜损坏不影响整个组件使用	装置成本高，水流状态不好，易堵塞，支撑体结构复杂	适用于中小型处理规模，要求进水水质较好
管式	膜的更换方便，进水预处理要求低，适用于悬浮物和粘度较高的溶液。内压管式水力条件好，很容易清洗	膜装填密度小，装置成本高，占地面积大，外压管式不易清洗	适用于中小型规模水处理，尤其适用于废水处理
螺旋卷式	膜的装填密度大，单位体积产水量高，结构紧凑，运行稳定，价格低廉	制造膜组件工艺较复杂，级件易堵塞且不易清洗，预处理要求高	适用于大规模的水处理，进水水质较高
中空纤维式	膜的装填密度最大，单位体积产水量高，不需要支撑体，浓差极化可以忽略，价格低廉	成膜工艺复杂，要求预处理最高，非常容易堵塞，且很难清洗	适用于大规模水处理，且进水水质较好

表 10-10　　各种反渗透组件技术特性

组件类型	膜装填密度／(m^2/m^3)	操作压力／($\times 10^5$Pa)	水通量／[$m^3/(m^2 \cdot d)$]	单位体积产水量／[$m^3/(m^3 \cdot d)$]
板式	492	54.9	1.00	502
内压管式	328	54.9	1.00	335
螺旋卷式	656	54.9	1.00	670
中空纤维式	9180	27.5	0.073	670

（三）超滤装置

1. 超滤基本原理

超过滤法在制浆造纸废水处理中较有用，与反渗透法相似，也是依靠膜和压力来完成分离任务的。但作用的实质与反渗透法不相同。超过滤法是利用机械隔滤的原理。薄膜具有一定大小的孔隙，比孔隙粗的分子或粒子就不能透过薄膜。因此，膜孔大小是超过滤法的主要控制因素，超滤膜的孔径最细为 2～3μm，粗孔可达 1μm 以上，比反渗透膜的孔径大。

超过滤法截留或废水能够透过滤膜，要克服通过滤膜的阻力，因此也要加压，但这个压力比反渗透法要小，一般为 101.3～709.3kPa。

超过滤所分离物质的分子量较大，一般在 500～500000 之间。在废水处理中，目前主要用于分离有机的溶融物。

2. 超过滤的膜组件

同反渗透膜组件类似，可分为板式组件、管式组件、卷式组件和中空纤维式组件，还有毛细管式膜组件。这种毛细管比中空纤维粗，外径为 1.3～1.8mm。内径为 0.9～1.2mm，其操作压力适用于 0.25MPa 以下。

超滤膜包括：二醋纤维类膜（CA）、聚矾膜（PS）、聚矾酰胺膜（PSA）等。国外已建立了工业性装置。

第五节　生物法处理及设备

一、概　　述

废水的生化处理，就是利用广泛存在于自然界中的依靠有机物生活的微生物，氧化分解废水中的有机物并将其转化为无机物的过程和方法。

按微生物的代谢形式，生物法处理分为好氧和厌氧两大类。由于好氧性生物处理效率高，使用广泛，已成为生物法处理的主流。按微生物的生长方式可分为悬浮生物法和生物膜法。好氧生物处理又分为活性污泥法和生物膜法。

废水的生化处理设备是在采取一定的人工措施基础上，创造有利于微生物生长、繁殖的环境，使微生物大量增殖，以提高微生物氧化分解有机物效率的设施。

处理设备由反应设备和附属设备两部分组成。反应设备是直接为微生物生长创造的环境设施；附属设备是满足反应设备正常运行所需的条件的设备。

造纸工业中污染物浓度较低的废水一般可用好氧生物处理法以减少其中的 BOD_5，同时还可消除对水生物的毒性。制浆造纸工业废水中最普通的好氧生物处理法包括：大型贮存氧化塘系统、曝气稳定塘系统、不同改进型活性污泥系统及土地处置系统等。对规模小的纸厂，也可用生物转盘、生物滴滤池、接触氧化等系统。

二、好氧生物处理装置

（一）好氧生物处理主要类型

1. 鼓风曝气活性污泥法

鼓风曝气活性污泥法。其曝气系统由加压设备、扩散设备和连接两者的管道系统三部分组成。加压设备一般有：回转式鼓风机、离心式鼓风机、罗茨鼓风机，还有用于污水处理的空气压缩机。

2. 机械表面曝气活性污泥法

机械表面曝气活性污泥处理是通过机械曝气装置达到充氧的一种活性装置。最常用的机械曝气装置为曝气叶轮，由于其常安装在池面，称为表面曝气。

表面曝气叶轮的充氧是通过上述三部分实现的：①叶轮的提水和输水作用，使曝气池内液体不断循环流动，从而不断更新气液接触面和不断吸氧；②叶轮旋转时在其周围形成水跃，使液体剧烈搅动而卷进空气；③叶轮叶片后侧在旋转时形成负压区吸入空气。

3. 吸附生物氧化法

吸附生物氧化法即吸附生物降解法（adsorption-biodegradation process，简称 AB 法）。该法是以传统的两段活性污泥法和高负荷活性污泥法为基础研究发展起来的超高负荷活性污泥法。

AB 法具有处理效率高、运行稳定、工程投资和运行费用低的特点，是一种非常有效的生物处理方法。对 BOD、COD、SS、磷和氨氮去除率均高于传统活性污泥法。

AB 法工艺流程见图 10-35。流程特征：整个系统不设初沉池；A 段由吸附池和中间池

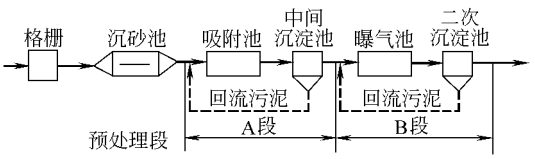


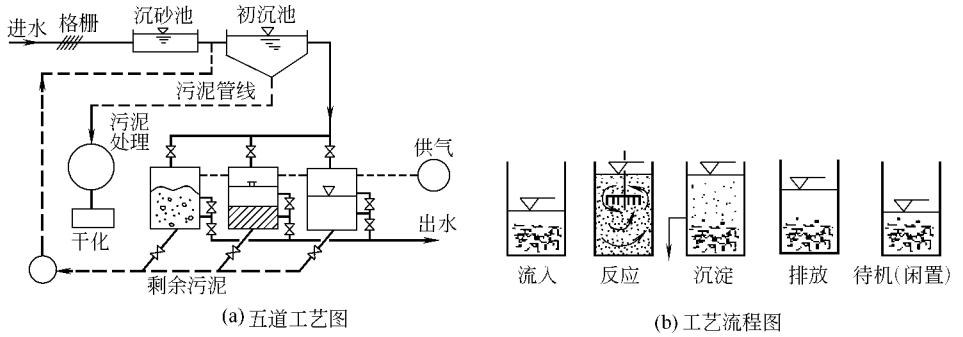
图 10-35　AB 法工艺流程

组成；B段由曝气池和二次沉淀池组成；A 段和 B 段各自有单独的回流系统。A 段负荷高，达 2～6kgBOD/[kg(MLSS)·dB]，为常规活性污泥法的 10～20 倍；泥龄短为 3～5d；BOD 去除率达 40%～70%；吸附某些重金属和难降解物质、具有脱氯除磷功能，有利于 B 段处理。B 段负荷低为 0.15～0.3kgBOD/[kg(MLSS)·dB]，使水处理稳定。

4. 序批式活性污泥法

序批式活性污泥处理法（sequencing batch reactor）又称间歇式活性污泥法，英文缩写为 SBR 法。这是一种 20 世纪 80 年代发展起来的活性污泥运行方式。由于它具有一系列优于传统活性污泥法的特征，因而作为制浆造纸废水生物处理技术得到推广应用。

（1）序批式活性污泥法的工艺流程及其特点　图 10-36（a）为序批式活性污泥法的工艺流程。由图可见，与连续式活性污泥法相似，该工艺系统组成简单，在工艺上的特征主要有：不设二次沉淀池，曝气池兼具二沉池功能；不设污泥回流设备；有多数情况下无设置调节池的必要；总容积小于连续式，建设费用和运行费用都较低；SVI 值较低，污泥易于沉淀，在一般情况下，不产生污泥膨胀现象；易于维护管理，运行管理得当，处理水水质将优于连续式；通过对运行方式的适当调节，在单一的曝气池内能够取得脱氮和除磷的效果；该工艺的各操作阶段以及各项运行指标都能够通过计算机加以控制，易于实现系统优化运行的自动控制。



(a) 五道工艺图　　(b) 工艺流程图

图 10-36　SBR 法工艺流程图及五道工艺图

（2）序批式活性污泥系统的工作原理和操作　序批式活性污泥法的主要反应器——曝气池的运行操作是由流入、反应、沉淀、排放和待机（闲置）等五个工序所组成。这五个工序都是在曝气池内进行、实施，如图 10-36（b）所示。

5. 氧化沟法

氧化沟（或氧化渠）是荷兰卫生工程研究所开发的，是活性污泥法的一种。第一座氧化沟是在 1954 年由荷兰 Pasveer 博士设计投入运行的。

氧化沟内所用 BOD 负荷较低，类似延时曝气活性污泥法，处理水质良好；对水温、水质和水量的变动有较好的适应性；污泥产率低且性质稳定；污泥龄长达 15～30d，为传统活性污泥法的 3～6 倍。在反应器内能促进硝化菌的生长，具有脱氧氮功能。

氧化沟的曝气装置采用转刷、表面曝气器等。

6. 生物转盘

基本流程包括：初次沉淀池、生物转盘和二次沉淀池。生物转盘在系统中是核心构筑物，主要由盘片、转轴和驱动装置、接触反应槽三部分所组成。

生物转盘的构造可用表 10-11、图 10-37 说明。

表 10-11　　生物转盘的构造

名　称	形　式	说　明
盘体	盘体由若干圆形盘片所组成	盘片一般用塑料板、玻璃钢板或金属板制成
氧化槽	平面形状呈矩形，断面形状呈半圆形的水槽，槽两边设有进出水设备，槽底设有排泥和排空管	大型氧化槽一般用钢筋混凝土浇制。中、小型氧化槽可用钢板焊制
转动轴	采用实心钢轴或无缝钢管等	轴长控制在 5.0～7.0m 之间
驱动装置（动力设备与减速装置）	动力设备分电力机械传动、空气传动和水力传动	国内目前大多用电力—机械传动

7. 生物接触氧化法

（1）生物接触氧化法的基本原理和特点　生物接触氧化法又称为淹没式生物滤池或接触曝气法，是一种介于活性污泥法与生物滤池之间的生物膜法工艺。部分微生物以生物膜的形式固着生长于填料表面，部分则是絮状悬浮生长于水中，生物膜自长自落。特点是：生物量高，附着生物膜可达 8000～40000mgMLVSS/L，有机物的去除能力强；对冲击负荷的适应能力强；污泥少，颗粒大易于沉淀，不造成污泥膨胀；操作简单、运行方便、易于管理。

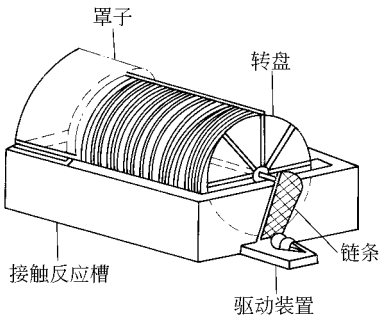


图 10-37　生物转盘构造示意图

（2）生物接触氧化池的构成　接触氧化池由填料、池体、支架、曝气装置、进出水装置以及排泥管道组成。池体为圆形、矩形或方形。池内填料高度 3.0～3.5m，底部布气高 0.6～0.7m，顶部稳定水层高 0.5～0.6m，总高度约4.5～5.0m。如图 10-38 所示。（a）图为带有表面曝气装置的中心曝气型接触氧化池；（b）图为鼓风曝气单侧曝气式接触氧化池；（c）图为鼓风曝气直流式接触氧化池；（d）图为外循环直流式接触氧化池。

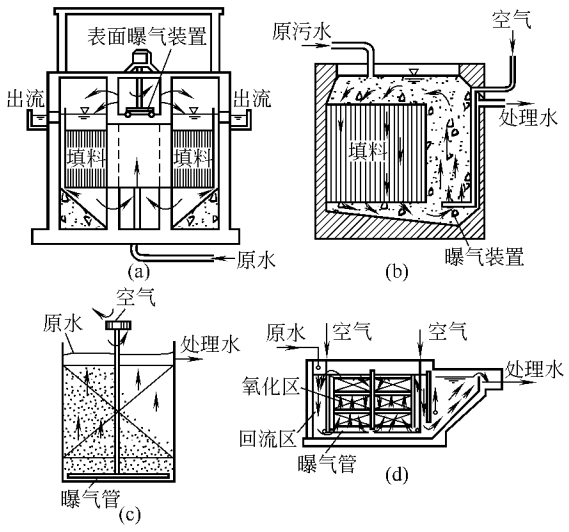


图 10-38　生物接触氧化池基本构造图

8. 活性生物滤塔

活性生物滤塔也称 ABF 法（activiated biofilter process），是由生物滤塔和曝气池串联组成的新的二段生物处理工艺。见图 10-39。由图可见，存在两个回流系统，一是滤塔出水回流到滤塔的回流系统；二是二沉池污泥回流到滤塔的回流系统。因而，ABF 系统不单是通常的生物滤塔和曝气池的二段串联系统，而是一种混合系统。生物滤塔进入的废

水不仅同生物膜接触反应，而且还和活性污泥接触反应。

活性生物滤塔的构造特征：生物滤塔由于活性污泥的回流，使流入生物滤塔的悬浮固体浓度很高，为了防止堵塞，滤塔滤料采用水平木板条。其断面尺寸为 20mm×(15～20)mm×20mm，板条间净距约 2cm。在滤床中，这些水平木板条逐层交错排列，也可用塑料蜂窝滤料，但孔径＞25cm。

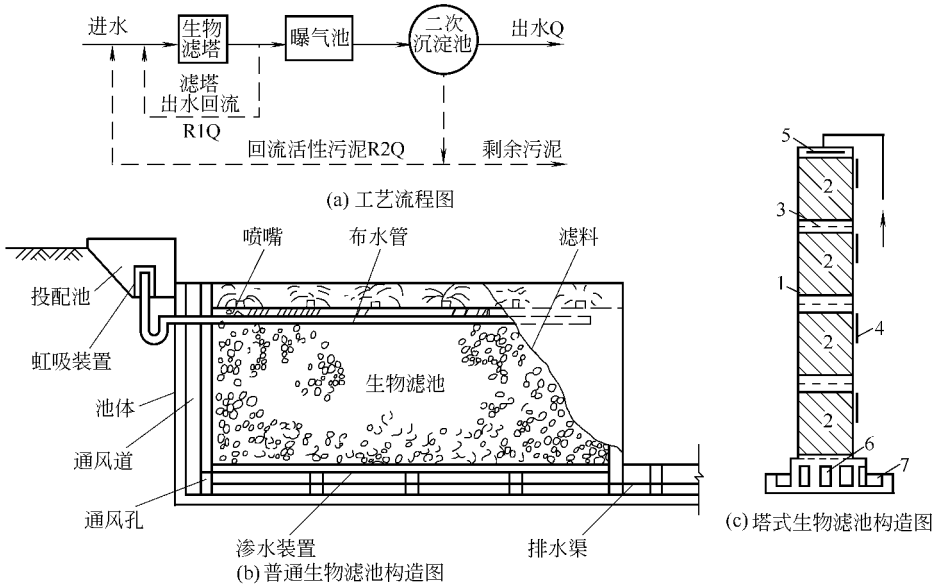


图 10-39　活性生物滤塔生物处理图

(c) 中：1—池壁　2—滤料　3—滤料撑板　4—塔身　5—布水器　6—通风口　7—排水槽

(二) 供氧曝气装置

曝气是将空气中的氧用强制的方法溶解到混合液中的过程。曝气除起供气作用外，还起搅拌作用，使活性污泥处于悬浮状态，保证和废水充分接触、混合，以利于微生物对废水中有机物的吸附和降解。

1. 鼓风曝气器

在好氧生物处理过程中，鼓风设备是非常重要的装备，它是关系到污水处理厂运行好坏的关键设备之一，它是将空气流通过管道系统送入曝气池中空气扩散装置上并以气泡形式扩散到混合液中。常用的鼓风设备在市面上均可购买，下面只介绍应用注意事项。

罗茨鼓风机可以适用于所有鼓风曝气的好氧生物处理装置。罗茨鼓风机属容积回转式鼓风机，其最大特点是压力在允许范围内加以调节时，流量变动较小；压力的选择范围很宽，且输送气体基本不含油质。但罗茨鼓风机噪声大，需采取消音、隔音措施。

离心式鼓风机广泛应用于大中型污水处理厂中。离心式鼓风机具有空气性能稳定、振动小、噪声低的特点。离心式鼓风机分多级低速、多级高速和单级高速等形式。在结构上，多级高速和多级低速离心鼓风采用电动机直接驱动，通过多级叶轮串联的方式逐级增压；单级高速和多级高速离心鼓风机需通过增速机构传动的方式提高风压。

空气压缩机也可用作鼓风设备，空气压缩机的送风量为 1，000～125，000m^3／h (16.7～2，083m^3／min)。

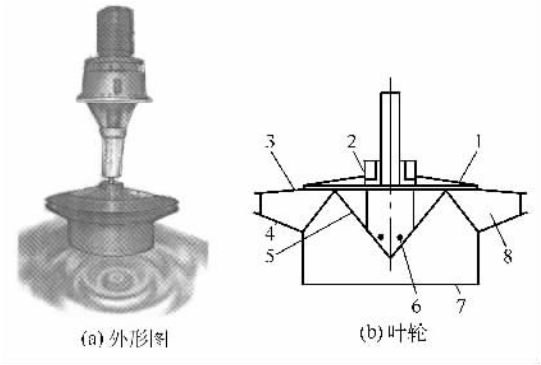


图 10-40　PE 型泵型表面曝气机叶轮结构图

1—上平板　2—进气孔　3—上压罩　4—下压罩
5—导流锥顶　6—引气孔　7—进水口　8—叶片

空气压缩机的主要特点：在恒速运转下，可变空气流量，能够连续地向下调节至 45%；整个工作范围效率高，运行成本低；无压力脉冲，使得该机具有低噪声，又设计了整体消音罩，将压缩机整体封闭，用于消除压缩机和电动机整体噪声，使整体噪声降低 15～20dB；设计紧凑，质量轻，厂房空间小，安装成本低；输出空气不含油。

2. 机械曝气器械

（1）机械表面曝气机（竖轴式机械曝气机）

a. PE 型泵机械表面曝气机　高强度表面曝气机曝气叶轮，适用于大中型污水处理厂的曝气，其规格及性能见表 10-12。泵型表面曝气机叶轮结构图见图 10-40。

表 10-12　　PE 型泵型（E）表面曝气机规格及性能

型　号	叶轮直径/mm	转速/(r/min)	清水充氧量/(kg/h)	提升力/N	电机功率/kW	外形尺寸(长×宽×高)/mm	质量/kg
PE076	760	38～126	34～23	1530～4530	7.5	1993×884×2120	1522
PE100	1000	67～95	14～38	2690～7820	13	2120×1100×2229	1543
PE124A	1240	54～79.5	21～62.5	4180～13470	22	2505×137×2430	2750
PE150A	1500	44.5～63.9	30～82.5	6180～18280	30	2674×1665×2533	2966
PE172	1720	39～54.8	39～102	8190～22990	40	3155×1909×2722	3819
PE193	1930	34.5～49.3	48～130	10370～29930	55	3353×2143×2806	4171
PE076L	760	8～123.5	8.4～21.8	1720～4260	7.5	972×844×2834	1289
PE100L	1000	67～93	15.5～48.7	2690～7270	13	1110×1110×3063	1345
PE124C	1240	70	43.5	9160	17	2400×1377×2408	2583
PE150C	1500	55	54.5	11680	22	2544×1605×2611	2726
PE172C	1720	49	74	16260	30	2995×1909×2758	3594
PE100LC	1000	84	27	5400	10		

b. BE 型泵叶轮表面曝气机　BE 型泵型叶轮表面曝气机采用立式恒速传动，适用于中小型污水处理厂的曝气池，也可用于预曝气、曝气沉砂。规格及性能见表 10-13。

表 10-13　　BE 型泵叶轮表面曝气机规格及性能

型　　号	叶轮直径/mm	叶轮转速/(r/min)	电动机功率/kW	充氧量/[kg/h]	质量/kg
BE85	1000	72	18.5	45	1900
850	86	11	40	1200	BE180
105	9	36	1100	BE160	1800
7.5	27.5	85	BE140	1600	48
18.8	800	BE130	1400	56	40
720	BE120	1300	56	30	77.2
BE100	1200	63	22	55	2300

c.DY 型倒伞型叶轮表面曝气机　DY 型倒伞型叶轮表面曝气机的外形见图 10-41。DY 型倒伞型叶轮表面曝气机的性能及其规格见表 10-14。

表 10-14　　DY 型倒伞型叶轮表面曝气机的性能及规格

型　　号	叶轮直径/mm	叶轮转速/(r/min)	浸没度/mm	电动机功率/kW	充氧量/[kg/h]	质量/kg
DY85	850	112	100	7.5	9	700
DY100	1000	95	100	9	10	800
DY140	1400	68	100	11	202	1350
DY200	2000	48	100	22	35	2300
DY250	2500	38	100	30	30	2800
DY300	3000	33	100	40	75	3200

d.FS 型浮筒式叶轮表面曝气机　FS 型浮筒式叶轮表面曝气机规格和性能见表 10-15。外形见图 10-42。

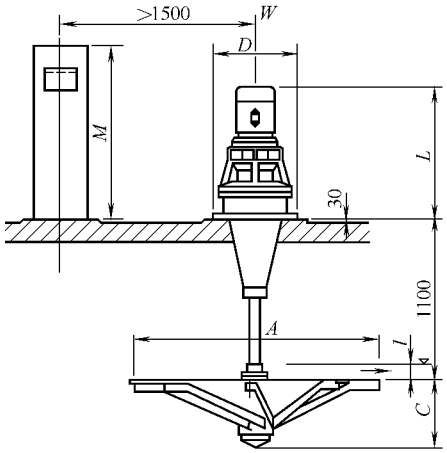


图 10-41　DY 型倒伞型表面曝气机叶轮结构图

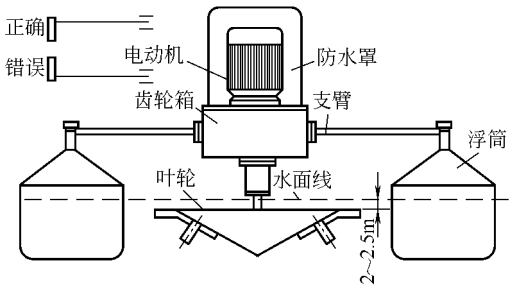


图 10-42　FS 型浮筒式叶轮表面曝气机

表 10-15　　浮筒式叶轮表面曝气机性能

型　　号	叶轮转速/(r/min)	叶轮直径/mm	增氧效率/[kg/kW·h]	功率/kW	质量/kg
FS~650	156	650	13	1.5	900

(2) 曝气转刷。曝气转刷有桨板式曝气和尼龙式曝气转刷两种，都呈发散状排列。可应用于氧化沟、表面曝气等好氧生物废水处理装置中。其作用是由于转刷的旋转引起桨板或尼龙式刷在水表面的拍打、搅动而向污水中充氧，推动污水在反应器中循环流动以及防止活性污泥沉淀，使有机物和氧充分混合接触，净化水质。曝气转刷的专用螺旋圆锥—圆柱齿轮减速器用以驱动曝气转盘。

主要技术参数：电动机功率，18.5~45kW，**转刷直径** 1m；**转刷长度** 3~9m；**充氧能力** 3~8kg/min；**增氧效率，**1.8~2.5kg/kW·h。

3. **扩散装置**

扩散装置同空压机、管道一起组成了鼓风曝气系统。扩散装置是好氧生物处理中与鼓风

机配套的关键设备，扩散性能的好坏直接影响好氧生物处理的处理效果以及氧转移效率和动力效率等关键参数。扩散装置可分为微气泡型、中气泡型、大气泡型、水力剪切型、水力冲击型和空气升液型等。现用得较多的有以下几种。

（1）扩散板、扩散管、扩散盘——微气泡型扩散装置。扩散板如图 10-43，是用多孔性材料制成的薄板，有陶土的，也有多孔塑料或其他材料（如尼龙）的。其形状可做成方形或长方形。方形尺寸通常为 300mm × 300mm ×（25 ～ 40）mm。扩散板的通气率一般为 1～1.5m^3/(m^2·min)，其安装面积约占池面积的 5%～10%。扩散板安装在池底一侧的预留槽上或预制和长槽形水泥匣上（见图 10-43），空气由竖管进入槽内，然后通过扩散板进入混合液。扩散管和扩散盘的扩散装置（见图 10-44）。陶土扩散管内径为 44～75mm，壁厚 10～15mm，长 0.5～0.6m，有多种通气规格（12～15m^3/h）。其直径为 18mm，清洗时易拆除。

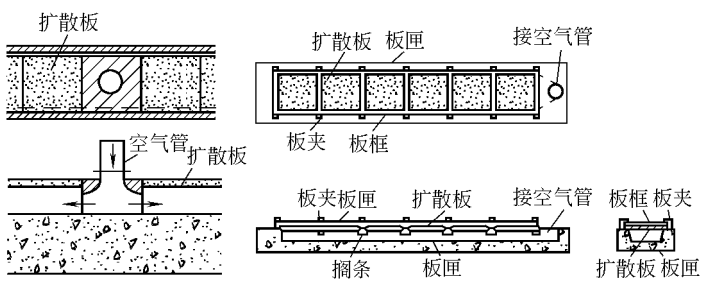


图 10-43　扩散板空气扩散装置

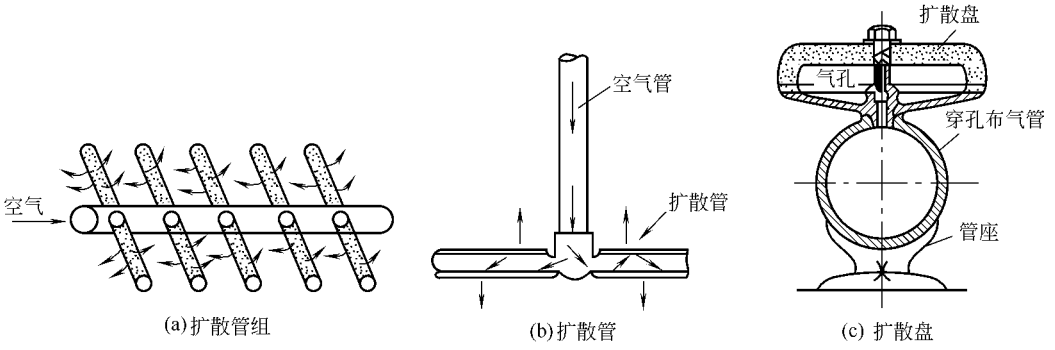


图 10-44　扩散管和扩散盘扩散装置

（2）穿孔管——中气泡曝气装置。穿孔管是穿有小孔的钢管或塑料管，孔直径一般为 3～5mm，间距 50～100mm，孔开于管下侧垂直面成 45°夹角处，空气由孔眼溢出。穿孔管常设于曝气池一侧高于池底 100～200mm 处，也有按编织物的形式安装遍布池底。如图 10-45 所示。穿孔管的布置排数由曝气池的宽度及空气用量而定，可用 2～3 排。穿孔管结构简单，比扩散管阻力小，不易堵塞，氧转移效率在 4% ～ 8% 之间，动力效率为 2.3 ～ 3 kgO_2/kW·h，故国内采用较多。根据浅层曝气的理论，气泡形成时的氧转移效率要比气泡上升时高好几倍，在氧转移效率相同时，浅层曝气的电耗较省。为了降低空气压力，穿孔管时也有采用如图 10-45 所示的浅层曝气布置方式，即将穿孔管布成栅状，悬挂在池子一侧距水面 0.6～0.8m 处。在浅层曝气的穿孔栅管旁侧设导流板，其上缘与穿孔管齐，下缘距池底0.6～0.8m，曝气池混合液沿导流板循环流动。浅层曝气供气量一般比普通曝气的大 4～5 倍，但空气压力小，动力效率仍在 2～3kgO_2/kW·h 之间。

（3）竖管——大气泡扩散器。竖管曝气是在曝气池的一侧布置以横向总管分支成若干根

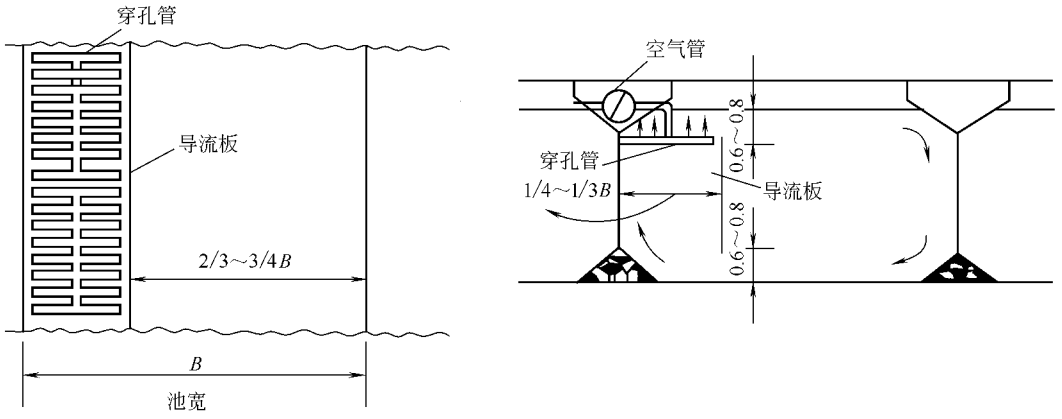


图 10-45　**穿孔管扩散浅层曝气池**

竖管最后分解成密集的梳形的布气竖管，竖管口径＞15mm **以上，离池底** 150mm **左右，图** 10-46 **为一种竖管扩散装置示意图。这种大气泡在上升时形成较强的紊流并能够剧烈地翻动水面，强化了气泡液膜层的物流和状态变换，有利于从大气中吸氧，尽管气体总体接触面积比小气泡和中气泡的要小，较穿孔管低，但氧转移效率可达** 6%～7% **之间，动力效率** 2～2.6kgO_2/kW·h，**因其构造简单，无堵塞问题，管理方便，国内一些曝气池采用了这种形式。**

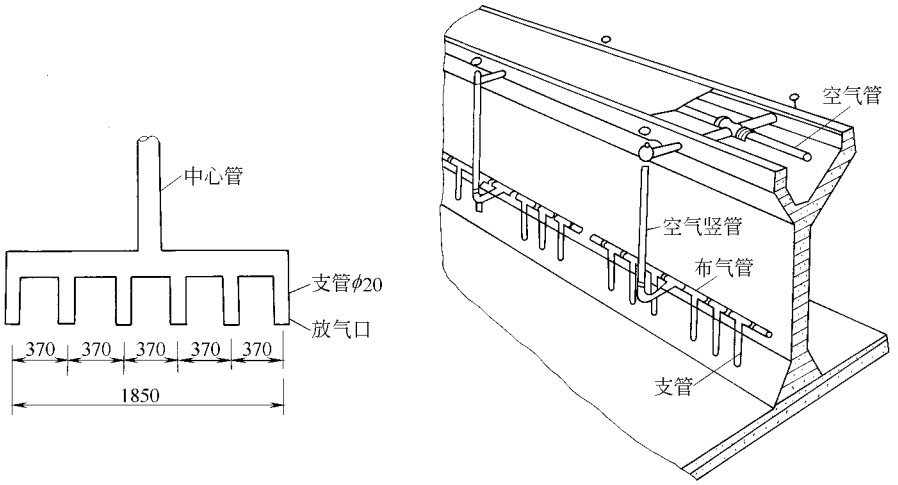


图 10-46　**竖管扩散装置**

（4**）水力剪切型空气扩散装置。水力剪切扩散装置是利用其结构设计成能产生水力剪切作用，将空气从装置吹出之前由大气泡切割成小气泡。**

a. **倒盆式空气扩散装置。见图** 10-47。**倒盆扩散器由盆形聚乙烯塑料壳体、橡皮板、塑料螺杆及压盖等组成。曝气时空气从橡皮板四周吹出，呈一股喷流旋转上升。由于旋流造成的剪切作用和紊流作用，使气泡尺寸变得较小（**＜2mm**），液膜更新较快，效果较好。当水深为** 5m **时氧转移效率可达** 10%**，**4m **时为** 8.5%**，每只通气量为** 12m^3/h**。倒盆式扩散器阻力较大，动力效率不高，为** 1.75～2.88kgO_2/kW·h**。由于停气时橡皮板与倒盆紧密贴合，**

无堵塞问题，近年来国内已开始采用。

b. 固定螺旋空气扩散装置。由圆形外壳和固定在内部的螺旋叶片组成。每个螺旋叶片的旋转角度为 180°，在同一节中螺旋叶片的旋转方向相同，相邻两节中的螺旋叶片放置方向相反。固定螺旋曝气器安装在水中，无转动部件。空气通过布气管从底部进入装置内向上流，因壳体内外混合液的密度差产生提升作用，使混合液在壳体内不断循环流动，气液不断激烈掺混，接触面积不断增加，空气泡在上升过程中被螺旋叶片反复切割成小气泡。

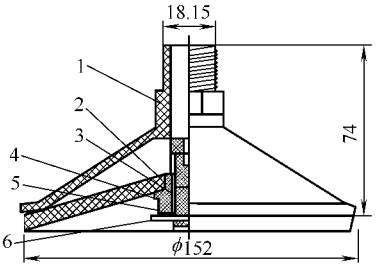


图 10-47　倒盆式空气扩散装置

1—盆形塑料壳体　2—橡胶板

3—密封圈　4—塑料螺杆

5—塑料螺母　6—不锈钢开口销

该类曝气器有单螺旋、双螺旋和三螺旋三种，如图 10-48 所示。固定螺旋曝气器是国外 20 世纪 70 年代发展起来的一种新型曝气混合装置，一般每台由三节组成，如水深较浅（3m 左右），也可采用两节。螺旋曝气器每节有两个圆柱形通道（又称三通道）。三螺旋曝气器则有三个圆柱形通道（又称三通道）。每个通道内均有 180°扭曲的固定坚固旋叶片。节与节之间的圆柱形通道相错 90°或 60°，并有椭圆形过渡室，用以收集、混合和分配流体，每台曝气器由一对支架支承。

固定双螺旋曝气口与穿孔管相比，在水深为 3m 时，处理效果可提高 15%～20%或空气量节省 20%左右；当水深为 5.2m 时，两者达到同样的效果，但可节省空气量 50%左右。

该曝气器的特点是：结构简单；氧转移效率较高，电耗较小；阻力小，提升和搅拌作用好，曝气均匀。它适用于活性污泥法的曝气处理。FTJ 型固定螺旋曝气器主要性能指标见表 10-16。

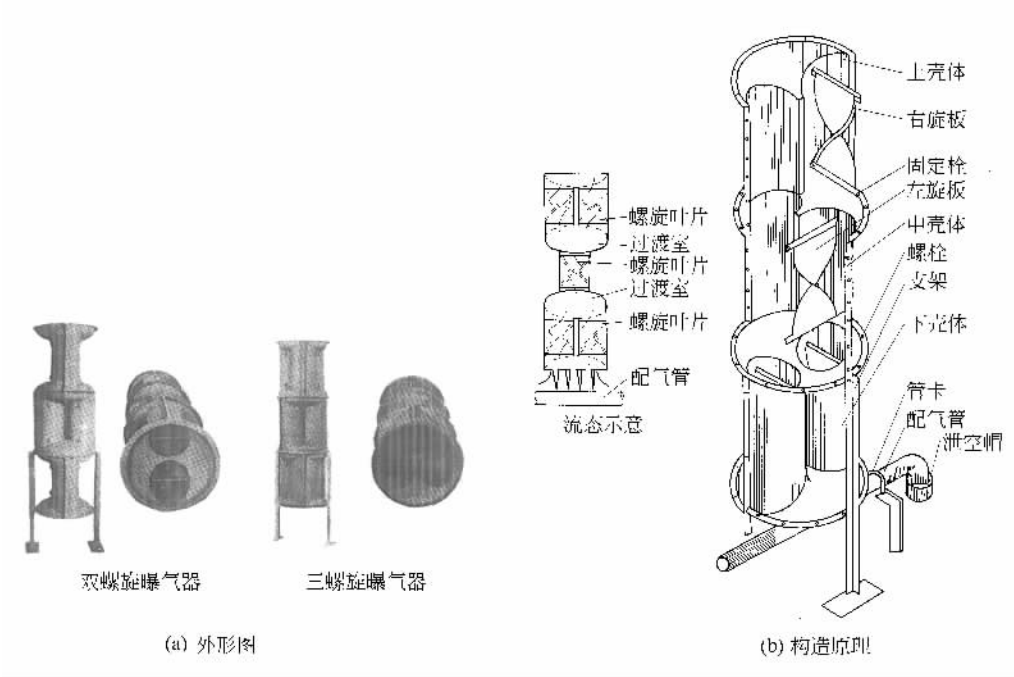


图 10-48　固定螺旋曝气装置

表 10-16　　FTJ 型固定螺旋曝气器主要性能指标

型　　号	直径×长度/mm	技术性能（清水试验数据）				阻力损失/Pa	质量/（kg/个）
		适用水深/m	服务面积/m^2	氧利用率/%	动力效率[kgO_2/(kW·h)]		
FTJ-1-200	200×1500	3.4～4.6	3～9	7.4～11.1	2.24～2.48	＜2000	30.8
FTJ-2-200	2×200×1740	3～8	4～8	4.5～11	1.5～2.5	＜2500	26
FTJ-3-180	3×180×1740	3.6～8	3～8	8.7	2.2～2.6	＜2500	28.3
FTJ-3-185	3×185×1740	3.6～8	3～8	8.7	2.2～2.6	＜2500	28.3

c. **穿孔散流空气扩散装置。**DZ 穿孔散流曝气器由进气管、气室、锯齿形布气头、带有锯齿的散流罩、进气管和锁紧螺母组成，如图 10-49 所示。该曝气器制作材料是采用高抗冲击、抗水性强的不饱和树脂制成玻璃钢材质。其充氧工作原理为：由进气管集束出来的气泡，全部被气室破碎，然后经锯齿形曝气头切割，再经带锯齿形的散流罩边缘破碎扩散；由于气泡带动周围静止水体上升，密度差强化了气泡破碎和混渗作用，形成均匀的较小直径气泡，增加了气液接触面积，因此，氧的利用率高于一般大、中气泡曝气设备。

其主要参数为：供气量 35～50m^3/h，氧利用率为 8.2%～11.24%，服务面积 A = 2.25～4.5m^2，水深 H = 4.5m。

（5）射流式空气扩散装置——水力冲击式如图 10-50 所示，射流式扩散装置是利用水泵打入的泥、水混合液的高速水流为动能，吸入大量空气。泥、水、气混合液在喉管中强烈混合搅动，使气泡粉碎成雾状，在扩散管中细小微气泡进一步受到压缩，从而强化了氧的转移过程，氧迅速转移到混合液中；氧的转移效率可提高到 20% 以上，氧转移速率 100～150mg/h，与纯氧曝气相当，故生化反应速率有较大提高；但动力效率不高。

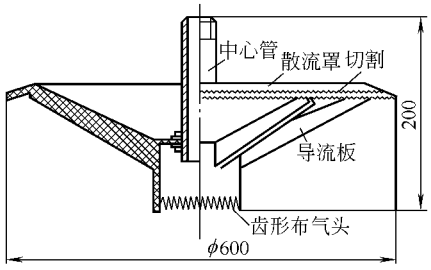


图 10-49　穿孔散流空气扩散装置

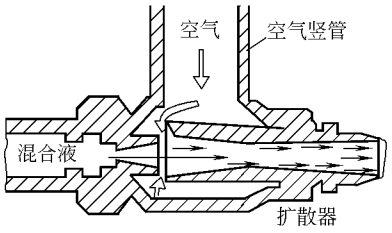


图 10-50　射流式空气扩散装置

4. **填料**

填料是生物膜的载体，是接触氧化池、生物滤池、生物滤塔和厌氧生物滤池的核心部位，直接影响到这些生物处理装置的运行效果和处理效率。填料的费用在生物膜处理系统中占有很大比重。填料的作用是提供微生物附着生长的表面和悬浮生长的空间。

（1）对填料的要求

a. **水力特性：比表面积大，有利于增加生物膜上生物固体的总量；空隙率高，有利于截留并保持大量的悬浮生长的微生物，并防止生物反应器堵塞和生物载体结构；水流畅通、阻力小、流速均一，具有足够的机械强度，不易破损或流失。**

b. **生物膜附着性：生物膜附着性能好，有利于生物膜附着生长。如表面粗糙的填料比表面光滑的好。**

c. 化学和生物稳定性：不易受废水中化学物质的侵蚀和微生物的分解破坏，无有害物质溶出产生二次污染，经久耐用。

d. 经济性：价廉易得，以利于降低生物膜反应器的基建投资。

(2) 填料分类

按形状分：蜂窝形、波纹形、筒形、束形、板形、网形、盾形、圆环辐射形等。

按性状分：硬性、软性、半软性等。

按材质分：塑料、玻璃钢、纤维等。

(3) 常用填料

a. 硬性合成填料　这类填料比表面积大（133～360m^2/m^3），空隙率大（97%～98%）。主要用作为生物接触氧化池、生物滤塔、生物转盘的微生物载体。其主要特点是：有机容积负荷高于活性污泥法，因此缩小了占地面积；不需要污泥回流，能耗降低、管理简化；所产污泥沉降性能好，有利于后段悬浮固体去除；适应性强，对水质、水量突变的冲击负荷有较强的忍耐力，故能维持稳定的处理效果；质轻强度高，无死角，衰老生物膜易于脱落。其缺点是对布气布水均匀性要求较高，否则易堵塞。

b. 纤维软性填料　该产品由栓接绳和纤维束组成，这类软性填料的特点是：质轻，物理、化学性能稳定；比表面积大，生物附着能力强，污水与生物膜的接触效率高；在曝气强度不足时，纤维易于下垂结团，处理效率明显下降。它主要适用于生物接触氧化池，其组装式一般为梅花式和方格式。

对于制浆造纸废水较适用纤维软性填料主要型号及技术指标列于表 10-17。

表 10-17　　制浆造纸废水较适用的纤维软性填料产品型号及技术指标

型　　号	A2	B2	C2	A3	B3	C3
纤维束长度/mm	40	80	100	80	100	120
纤维束量/(束/m)	9259	3906	2000	9259	3906	2000
束间距离/mm	30	40	50	30	40	50
安装间距/mm	60	80	100	60	80	100
空隙率/%	>99	>99	>99	>99	>99	>99
理论比表面积/[m^2/m^3(池积)]	9891	5563	3560	11188	6954	4273

c. 半软性纤维填料　半软性纤维填料又称组合填料，由 40～60mm 塑料环扣高醛化维纶纯丝制成。该产品适用于生物接触氧化池填料，它耐腐蚀、耐光照，在生物接触氧化池内使用，比表面积大，空隙可变，耐生物降解，对有机物去除率高，传质效果好，但仍有结团现象。其产品技术指标见表 10-18。

表 10-18　　半软性纤维填料技术指标

填料直径/mm	束间距离/mm	单位质量/[kg/m^3(池积)]	成膜后质量/[kg/m^3(池积)]	安装距离/mm
120	40	8.2	108	120
120	60	6	90	120
120	80	4.9	78	120
120	100	4.2	67	120

d. 弹性填料　弹性立体填料是由高分子聚合物经特殊拉丝而成。具有比表面积大，空

隙可变，特别是在用于生物接触氧化池时，具有节约动力，易挂膜，长期使用不结球，无需反冲洗等优点。该填料所配套的填料框架费用较高，一般为填料本身的 1～2 倍；施工期长，钢材易腐，维修困难，并造成二次污染。

自由摆动弹性填料是弹性立体填料的改进，无需固定支架，填料下端固定在池底，上端系于浮球，随池中水位升降浮动，安装方便，检修容易。它可用于接触氧化池，膜藻法氧化沟、氧化塘等好氧和厌氧工艺中。

悬浮填料是采用高分子聚合物注塑而成的，根据注塑模型的不同，分为雪花片填料、平面网全塑填料、多面球填料、阶梯环填料、异状体填料、网格外壳心多孔球形填料（SNP 填料）和辐射片圆柱填料等。这类填料既克服了现有软性、半软性填料、弹性填料需要固定安装、维修管理困难和软性料易结球、堵塞，布气布水要求高等缺点，又克服了石英砂、陶粒等载体动力消耗高、比表面积小等不足。特别适用于生物接触氧化法中。

三、厌氧处理装置

（一）厌氧生物处理装置的基本原理

1. 厌氧生物处理的基本原理

厌氧生物处理过程又称为厌氧消化，是在厌氧条件下由多种微生物共同作用，使有机物分解并生成 CH_4、CO_2、H_2O、H_2S 和 NH_3 的过程。

2. 厌氧消化三阶段理论

第一阶段为水解、发酵阶段　是在微生物作用下复杂有机物进行水解和发酵的过程。

第二阶段为产氢、产乙酸阶段　是由一类专门的细菌，称为产氢产乙酸菌，将脂肪酸（丙酸、丁酸等）和乙醇等转化为 CH_3COOH、H_2 和 CO_2。

第三阶段为产甲烷阶段　由产甲烷细菌利用 CH_3COOH、H_2 和 CO_2 产生 CH_4。

3. 厌氧生物处理具有以下主要特征（与好氧生物处理相比较）

①能量需求大大降低，还可产生能量；②污泥产量极低，沉降性能好；③对温度、pH 等环境因素更为敏感；④处理后废水有机物浓度高于好氧处理；⑤可处理好氧微生物所不能降解的一些有机物，进行降解（或部分降解）；⑥有机容积率高，营养盐需要量少。处理过程的反应较复杂。

在造纸工业废水处理中应用得较好的有 UASB 法。

（二）上流式污泥床反应器（upflow anaerobic sludge blanket，简称 UASB）

UASB 反应器亦称升流式厌氧污泥床，是荷兰学者 Lettinga 等人于 20 世纪 70 年代初研究开发的，其结构原理如图 10-51 所示。

1. UASB 反应器的工作原理

反应器的上部设置气、固、液三相分离器，下部为污泥悬浮层区和污泥床区，废水从反应器底部流入，向上升流至反应器顶部流出。废水由配水系统从反应器底部进入，通过反应区经气、固、液三相分离器后进入沉淀区；气、固液三相分离后，沼气由气室收集，再由沼气管流向沼气柜；固体（污泥）由沉淀区沉淀后自行返回反应区；沉淀后的处理水从出水槽排出。UASB 反应器内不设搅拌设备，上升水流和沼气产生的气流足可满足搅拌要求。

2. UASB 反应器特点

（1）高的污泥浓度　由于混合液在沉淀区进行固液分离，污泥可自行回流到污泥床区，污泥床区污泥浓度可保持很高。

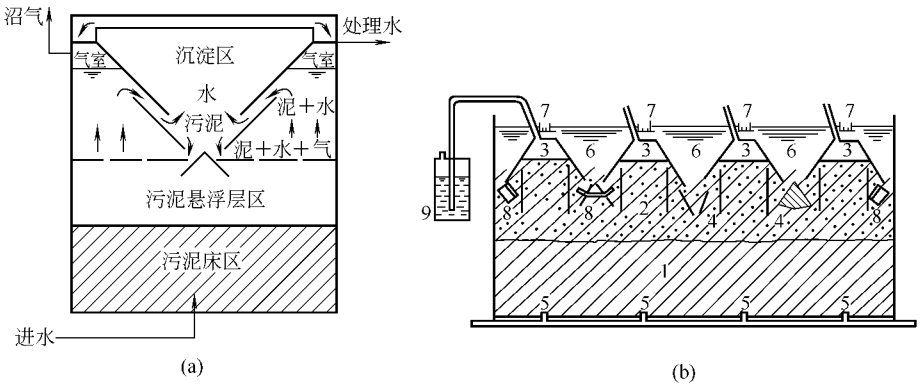


图 10-51　UASB 反应器结构原理图

（a）工作原理　（b）构造图

1—污泥床　2—悬浮污泥层　3—气室　4—气体挡板　5—配水系统

6—沉降区　7—出水槽　8—集气罩　9—水封

（2）污泥颗粒化　UASB 能在反应器内实现污泥颗粒化，颗粒污泥的粒径一般为 0.1～0.2cm，密度为 1.04～1.08g/cm^3，具有良好的沉降性能和很高的产甲烷活性。污泥颗粒化后，反应器内污泥的平均浓度可达 50g(VSS)/L 左右，污泥龄一般在 30d 以上，而反应器的水力停留时间比较短。

（3）容积负荷高　一般达 10～25COD/(m^3·d)，水力停留时间短。UASB 反应器不仅适于处理高、中浓度的有机废水，也适用于处理低浓度有机废水。

（4）设备简单紧凑　集生物反应与沉淀于一体，结构紧凑。不需要填料的机械搅拌装置，便于管理。

3．UASB 的构造

（1）UASB 反应器主要组成

a．**进、配水系统——**其功能主要是确保废水分配均匀，同时产生水力搅拌。系统有树枝管、穿孔管与多点多管等形式。

b．**反应区——**包括颗粒污泥床区和悬浮污泥层区。是反应器的主体部位，有机物主要在这里被厌氧菌所分解。

c．**三相分离器——**由沉淀区、回流缝和气封组成。其功能是把气体（沼气）、固体（污泥）和液体三相分开。固体经沉淀后由回流缝回到反应区，气体分离后进入气室。三相分离效果将直接影响反应器的处理效果。

三相分离器的形式有多种，其三项主要功能为：气液分离、固液分离和污泥回流；主要组成部分为气封、沉淀区和回流缝。图 10-52 为三相分离器构造图，其中（b）为较完善的一种构造形式。

d．**出水系统——**收集沉淀区表面处理过的水，排出反应器。

e．**气室（集气罩）——**作用是收集沼气。

f．**浮渣清除系统——**其功能是清除沉淀区液面和气室液面的浮渣。

g．**排泥系统——**均匀地排除反应区的剩余污泥。

（2）UASB 反应器结构形式。主要可分为两种（见图 10-53）。

a．**敞开式 UASB 反应器——**其反应器的顶部不加密封，出水水面是开放的，或加一层

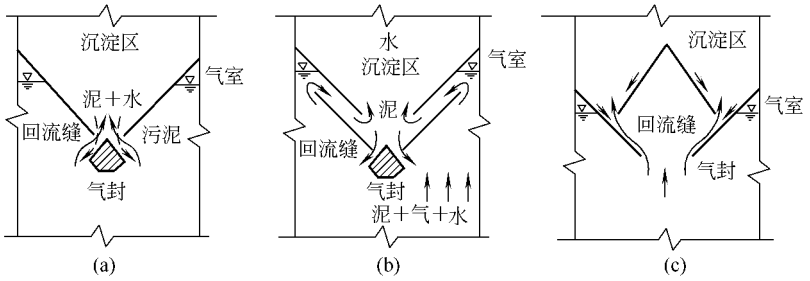


图 10-52　三相分离器的构造(a)～(c)

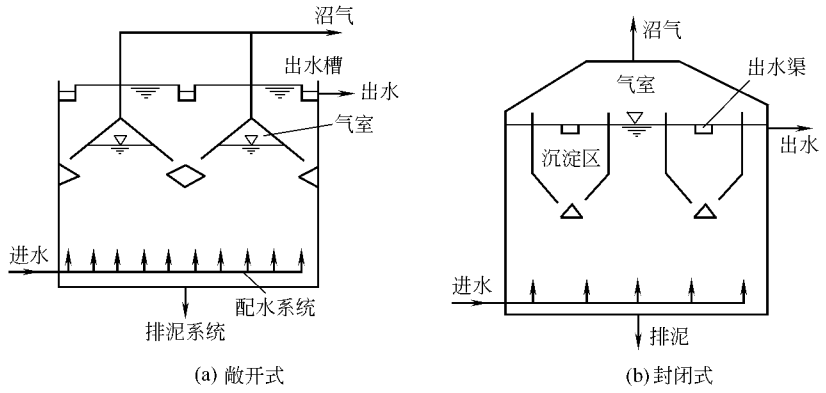


图 10-53　UASB 反应器构造类型

不密封的盖板。主要适用于处理中低浓度的有机废水。这种型式反应器构造比较简单，易于施工安装和维修。

b. 封闭式 UASB 反应器——其反应器的顶部加盖密封，在液面与池顶之间形成一个气室，可以同时收集反应区和沉淀区产生的沼气。这种形式反应器适用于处理高浓度有机废水或含硫酸盐较高的有机废水。此种型式反应器的池盖也可为浮盖式。

UASB 反应器的横断面通常为圆形或矩形，常为钢结构（圆形横断面）或钢筋混凝土结构（矩形横断面）。考虑三相分离构造要求，采用矩形横断面便于设计和施工。UASB 反应器处理废水可利用废水本身的水温。如果需要加热提高反应的温度，则采用与消化池相同的加热方法。反应器一般都采用保温、防腐措施。

（三）厌氧生物转盘

1. 厌氧生物转盘的结构及工作原理

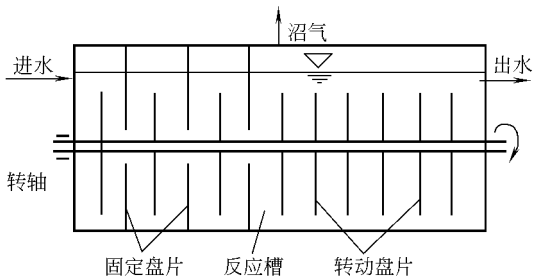


图 10-54　厌氧生物转盘的结构

厌氧生物转盘（图 10-54）。类似于好氧生物转盘，不同之处在于上部加盖密封，以收集沼气和防止液面上的空间有氧存在。厌氧生物转盘由盘片、密封的反应槽、转轴及驱动装置组成。盘片分为固定盘片（挡板）和转动盘片两种，相间排列，以防盘片间生物膜粘连堵塞，固定盘一般设在起端。转动盘片串联，中心穿以安装在反应器两端的支

架上的转轴。对废水的净化靠盘片表面生物膜和悬浮在反应槽中的厌氧完成。由于盘片转动，作用在生物膜上的剪力可将老化的生物膜剥落。剥落下的生物膜在水中呈悬浮状态，随水流出槽外。沼气从反应槽顶排出。

2. 厌氧生物转盘的特点

微生物浓度高，可承受较高的有机物负荷；废水水平流动，无需回流，节约能源；转动的转盘能使老化的生物膜脱落而保持生物膜的活性；可采用多级串联，使各级微生物处于最佳的生存状态。

第六节　固体废弃物处理设备

一、固体废弃物

（一）制浆固体废弃物

在制浆生产过程中，不可避免地最终产生一些基本上或完全失去使用价值的固态或半固态废弃物。制浆造纸废水处理污泥经脱水后浓度为 10％～50％左右，制浆污泥的灰分为 10％～30％左右，有机物含量不高。

制浆固体废弃物主要包括备料废物、制浆筛渣、废纸杂物及废水处理污泥等。

（二）制浆固体废弃物处置

制浆固体废弃物具有量大、水含量高、成分复杂等特点。一般根据制浆固体废弃物特征分类处理，备料废物、制浆筛渣可采用焚烧或作为有机物回归土地改良土壤；废纸杂物一般含有塑料等杂物而采用焚烧方法，既回收热量又比较彻底地得到处置；较难处理的是废水处理污泥，灰分高、水分大、成分复杂，污泥现有焚烧、填埋和土地应用三种主要途径。

二、流化床式焚烧炉

流化床式焚烧炉是直立式炉型，起源于燃煤沸腾炉和煤气发生炉。炉内装有沙子，在高温下从炉底不断鼓进空气，灼热的砂粒不断翻腾，形如沸水。废纸浆等杂物在炉上方与沙子充分混合并吸收热量而焚化，同时放出热量，维持燃烧。

当空气量很小时，砂粒不运动，空气从砂粒的缝隙中通过。此时称为“静态床”状态。当空气量增加到一定量，砂粒开始运动，像炉中的沸水。这时就称为“流化床”状态。如果再进一步增加通入的空气量，砂粒就会与空气流同方向流动，处于“气动传输状态”。当流化床状态的砂粒被加热到 600～700℃时，砂粒被认为是一种热的介质，或是“载体”，把要焚烧的废纸浆、污泥等投入炉内，垃圾由于得到热介质迅速和均衡的热传递，就开始燃烧。

内循环流化床式焚烧炉的原理如图 10-55 所示。该炉利用几十倍于燃料量的石英砂作为床料，利用分段非均匀布风使床料在燃烧室内进行大尺度回旋，形成复合床结构，能够迅速良好地完成一系列的干燥、预热、破碎、不燃物分离排出、可燃物的燃烧全过程；并通过控制浓相床区、自由空间等部位的温度和减少污染物的排出来控制剧毒物质如二噁唔和呋喃的产生。

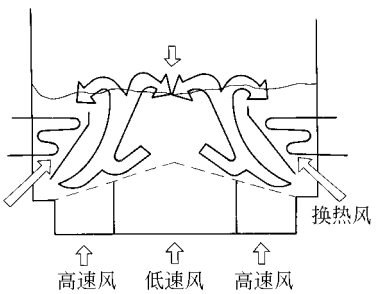


图 10-55　内循环流化床式焚烧炉的原理

流化床式焚烧炉的特点：

（1）流化床焚烧是通过高温砂粒充分传递热量，故废物可以在最短时间内吸收热量，达到燃烧温度。

（2）停炉后砂粒能保持巨大的热容量，所以可以作为间隙运转炉型，它的热启动比较容易；由于废物与砂粒共同沸腾，充分拌和，所以燃烧相当充分，烧净率相当高。

（3）炉体内没有在高温下运动的机械结构，结构简单，便于维修；但粉尘排量较大，需要配备复杂的除尘设备，必须有预热空气。

（4）燃烧充分，温度便于控制，对排放气体控制相对有利。

（5）炉体相对机械式炉排较为紧凑，可以减少厂房设施用地。

（6）要求进炉垃圾控制在一定粒径范围，一般均要配置块碎机械。

日本荏原公司开发了一种 TIF 旋回流型流化床式焚烧炉，如图 10-56 所示。

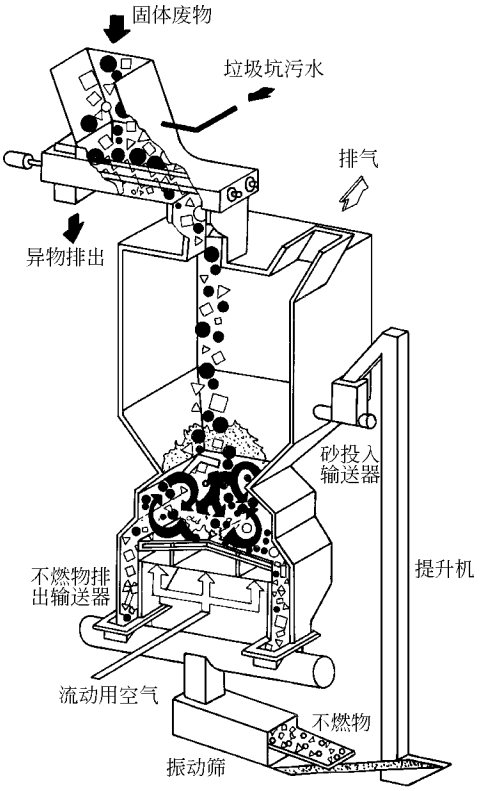


图 10-56　TIF 旋回流型流化床式焚烧炉

三、固定床式焚烧炉

一般固定床式焚烧炉由于不具备翻动的功能，因此燃烧率不高；排渣及有害气体较多，炉排材料要求高。固定床式焚烧炉炉排结构有多种，如固定式、往复式及移动式炉排。固定床式焚烧炉适用于焚烧规模小于 50t/d 的废料焚烧厂。

较新的固定床式炉型是美国BASIC公司的焚烧炉，如图10-57所示。新型BASIC固定

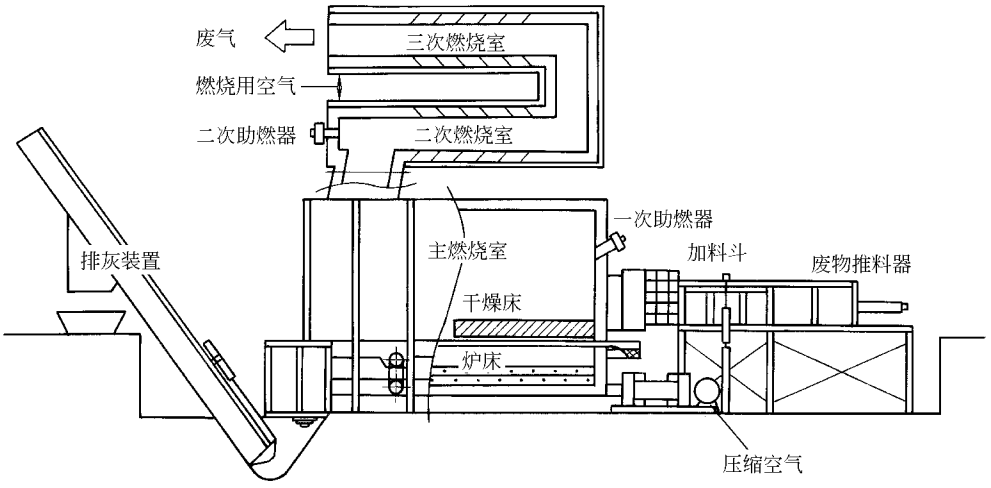


图 10-57　BASIC 公司的固定床式焚烧炉

床式焚烧炉由垃圾填料机、主燃烧室、干燥床、炉排灰装置、二次/三次燃烧室组成，是十分独特的焚烧炉。

废料由填料机每隔几分钟一次送入炉内，先在干燥床上进行干燥及部分焚烧，并掉落到炉床上。炉床从炉外吊装在炉本体上，通过压缩空气产生的冲击使炉床振动。其效果同铲子投物一般。炉床每受一次冲击，炉床上的焚烧物及灰相互混合并向前移动 5～10cm。同时，焚烧所需的空气由安装在干燥床、炉床、主燃烧室侧面的喷嘴送入炉内。焚烧灰最终落入灰槽，经排灰装置自动排出炉外。焚烧废气以二次/三次燃烧室，根据需要再进行燃烧，通过供给燃烧空气进行充分的搅拌，并保证温度及滞留时间，CO、硫化氢及二噁唍等完全分解。

第七节　典型废水处理单元配置

一、物化生化法处理漂白草浆综合废水

（一）废水特征及效果（来自 100t/d 漂白草浆制浆造纸车间综合废水）

1. **废水特征**

CODcr：2000～3000mg/L；BOD_5：500～600mg/L；SS：700～850mg/L；pH8 左右。

2. **效果**

稳定运行后的排水水质：CODcr＜450mg/L，BOD_5＜100mg/L，SS＜100mg/L，pH 6.5～7.5。

（二）处理工艺流程及单元设备配置（见图 10-58）

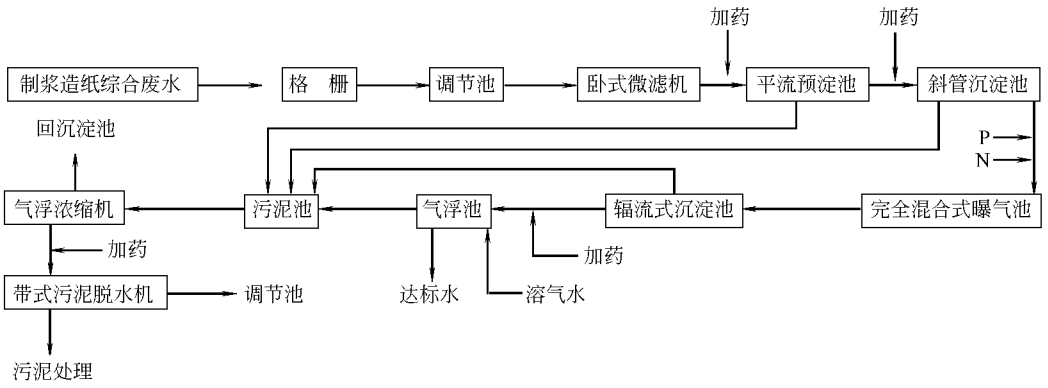


图 10-58　物化生化法处理漂白草浆综合废水处理单元配置

二、物化生化法处理新闻废纸制浆废水

（一）废水特征及处理效果（4212t/d 新闻纸废纸制浆废水）

1. **废水特征**

CODcr5500mg/L，SS5000mg/L，$BOD_5$900mg/L。

2. **效果**

经一级处理后 CODcr1100mg/L（**去除率** 80%），$BOD_5$500mg/L（**去除率** 44%），

SS30mg/L（**去除率** 99%）。

经二级处理后 CODcr200（**去除率** 82%），$BOD_5$30（**去除率** 94%）。**经三级处理后，** CODcr80mg/L（**去除率** 60%），$BOD_5$10mg/L（**去除率** 67%），SS15mg/L。

（二）主要流程及单元设备配置（见图 10-59）

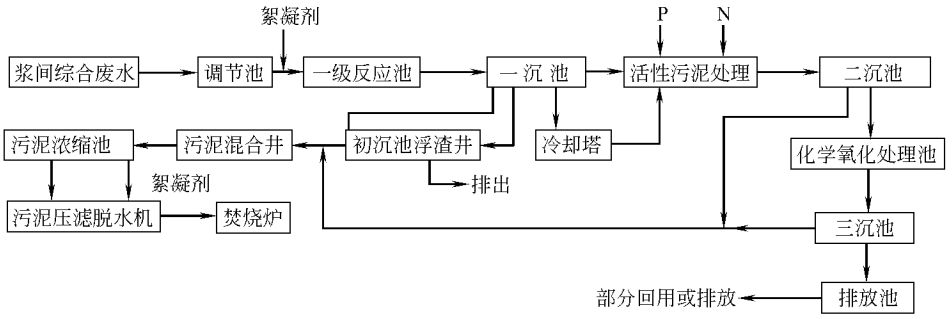


图 10-59　**物化生化法处理新闻废纸制浆废水单元配置**

三、活性污泥法处理硫酸盐木浆厂中段废水

（一）废水特征及处理效果（日处理 18000m^3/d 废水）

1. **废水特征**

进水 CODcr958mg/L，$BOD_5$277mg/L，SS426mg/L，AOX22mg/L，pH4。

2. **效果**

处理后 CODcr383mg/L（**去除率** 60%），$BOD_5$20mg/L（**去除率** 93%），SS31mg/L（**去除率** 93%），AOX11mg/L（**去除率** 50%），pH6～9。

（二）主要工艺流程及单元设备配置（见图 10-60）

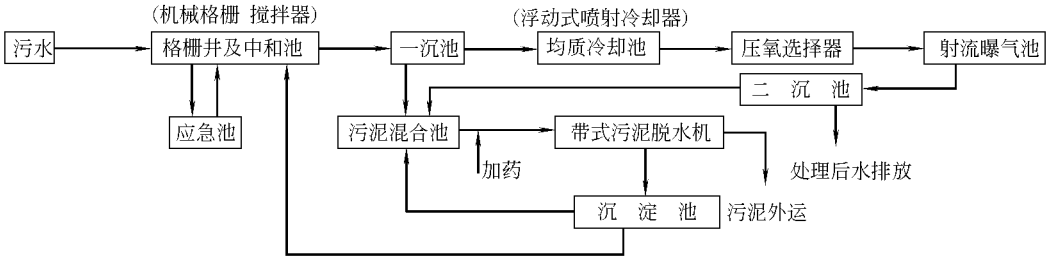


图 10-60　**物化生化法处理新闻废纸制浆废水处理单元配置**

四、物理化学法处理松木化学机械浆制浆造纸混合废水

（一）废水特征及处理效果（日处理 15000m^3/d）

1. **处理前**

CODcr3692mg/L，$BOD_5$1877mg/L，SS1538mg/L，pH6.5～7。

2. **处理后**

CODcr614mg/L（**去除率** 83.4%），$BOD_5$287（**去除率** 84.7%），SS100mg/L（**去除率** 93.5%），pH5.8～7.4。

（二）主要流程及单元设备配置（见图 10-61）

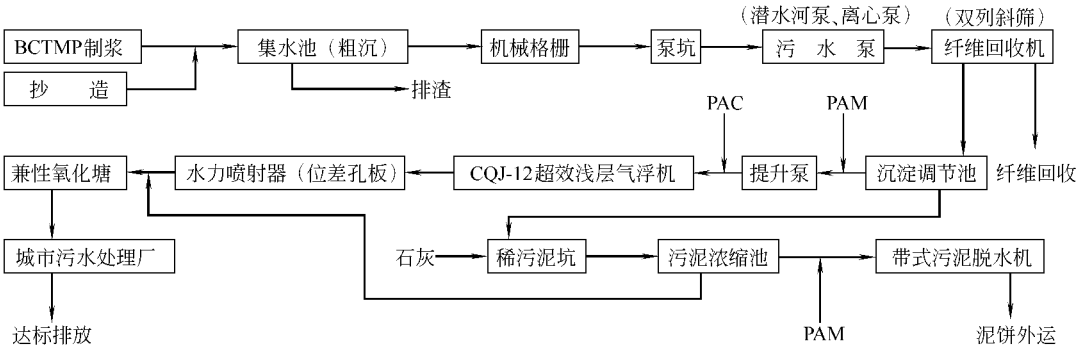


图 10-61　**物化生化法处理松木化学机械浆制浆造纸混合废水处理单元配置**

五、物化法处理箱纸板废水

（一）废水特征及处理效果（以废纸、商品浆板为原料的制浆与抄造废水）

1．**处理前**

CODcr1100～1400mg/L，$BOD_5$300～400mg/L，SS1000～1200mg/L，pH8～10。

2．**处理后**

CODcr130～150mg/L，SS＜50mg/L，$BOD_5$90mg/L，pH6.5～7.2。

（二）主要流程及单元设备配置（见图 10-62）

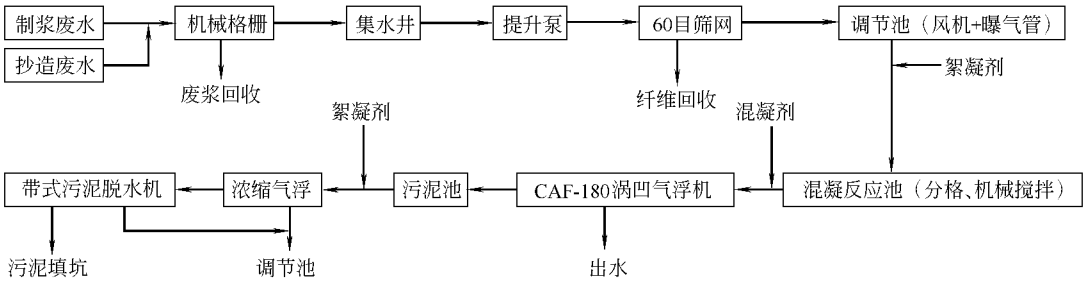


图 10-62　**物化生化法处理箱板纸废水处理单元配置**

参　考　文　献

1　**王业俊等编．水处理手册．北京：建筑工业出版社，**1983

2　**徐志毅编著．环境保护技术与设备．上海：上海交通大学出版社，**1999

3　**张珂等编．造纸工业污染防治技术与环境管理．北京：轻工业出版社，**1988

4　**武书彬编著．造纸工业的污染控制与治理技术．北京：化学工业出版社，**2000